

**Markus Wolkowitsch**

**Entwicklung und Konstruktion einer Laboranlage zur  
kontinuierlichen Rückgewinnung von Mahlkugeln aus  
einer Suspension nach dem Nassmahlen in einer  
Rührwerkskugelmühle**

eingereicht als

**DIPLOMARBEIT**

an der

**HOCHSCHULE MITTWEIDA**

---

**UNIVERSITY OF APPLIED SCIENCES**

Fachbereich Maschinenbau

Graz, 2012

Erstprüfer: Prof. Dr.-Ing. Uwe Mahn

Zweitprüfer: Dipl.-Ing. Christian Puchinger

Vorgelegte Arbeit wurde verteidigt am:

## **Bibliografische Beschreibung**

Entwicklung und Konstruktion einer Laboranlage zur kontinuierlichen Rückgewinnung von Mahlkugeln aus einer Suspension nach dem Nassmahlen in einer Rührwerkskugelmühle. – 2012. – 70 S. Graz, Hochschule Mittweida, Fachbereich Maschinenbau, Diplomarbeit, 2012

## **Danksagungen**

Hr. Prof. Dr. Ing. Uwe Mahn für die Betreuung der Diplomarbeit seitens der Hochschule Mittweida

Hr. Dipl. Ing. Christian Puchinger als betriebsinternen Betreuer der Firma GAW technologies Graz für die Anregungen und Hilfestellungen, die den Fortgang dieser Arbeit maßgeblich beeinflusst haben

Hr. Wolfgang Senner von der Firma GAW technologies Graz für die Themenbereitstellung

Hr. Stefan Fickler von der Firma GAW technologies Graz für die Betreuung der Fertigung des Hydrozyklons in der Produktionswerkstätte

Hr. Alfred Gatschelhofer von der Firma GAW technologies Graz für die Bereitstellung der Betriebsdaten der Rührwerkskugelmühlen

Hr. Christian Stine von der Firma GAW technologies Graz für die Bereitstellung der Zeichnungen der Rührwerkskugelmühle

Fr. Dipl. Päd. Anita Traußnig für die tolle Unterstützung im eigenen Haushalt vor, während und nach dem Schreiben der Diplomarbeit

## **Kurzreferat**

Ziel der Diplomarbeit ist es, einen Apparat für die Verfahrenstechnik und den Anlagenbau zu entwickeln und zu fertigen, der Mahlkugeln aus einer Suspension trennt.

Zur Anwendung kommen diese Mahlkugeln in einer Nassmühle zur Feinstmahlung von Calciumcarbonat für die Papierindustrie.

# **Inhaltsverzeichnis**

Abbildungsverzeichnis.....	4
Tabellenverzeichnis.....	5
0. Analyse des bestehenden Systems mit der Problematik des Mahlkugelverlustes .....	6
1. Beschreibung einer Rührwerkskugelmühle .....	8
1.1    Technische Daten der GAW Rührwerkskugelmühle.....	11
1.2    Verwendung von Calciumcarbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) in der Papierindustrie .....	12
1.3    Entstehung des Mahlkugelverlustes.....	12
1.4    Funktionsweise eines Sichters.....	12
2. Partikelbewegung im Fliehkraftfeld.....	14
2.1    Potentialwirbel und Wirbelsenke .....	14
2.2    Starrkörperwirbel .....	16
2.3    Trennkorngröße der freien Wirbelströmung .....	20
2.4    Trennkorngröße der erzwungenen Wirbelströmung .....	21
2.5    Trennkorngröße im Abweiseradsichter.....	22
2.6    Berechnung des Sichterrades der GAW Rührwerkskugelmühle .....	22
2.7    Ergebnis der Berechnung des Sichterrades.....	24
3. Mechanische Trennprozesse .....	26
3.1    Fest-Flüssig-Trennen.....	26
3.1.1    Klärung wichtiger Begriffe .....	26
3.1.2    Das Verfahren.....	27
3.2    Auswahl eines geeigneten Trennverfahrens .....	30
3.3    Sedimentation im Schwerkraftfeld.....	30
3.4    Sedimentation im Fliehkraftfeld.....	31
3.4.1    Schubzentrifuge .....	32
3.4.2    Tellerseparatoren .....	32
3.4.3    Dekanter .....	33
3.4.4    Hydrozyklon .....	34
4. Festlegung des Trennverfahrens zur Mahlkugelabscheidung.....	35
4.1    Vorteile eines Hydrozyklons gegenüber Zentrifugen: .....	35
4.2    Grundlagen zur Auslegung und Berechnung eines Hydrozyklons.....	35
4.3    Dimensionierung des Hydrozyklons .....	41

5. Konstruktion des Hydrozyklons .....	44
5.1    Stückliste Hydrozyklon .....	50
5. 2    Stückliste Mahlkugelabscheidung nach Rührwerkskugelmühle .....	56
6. Versuchsbeschreibung .....	57
6.1    Versuchsaufbau .....	57
6.2    Versuchsdurchführung .....	60
6.3    Einsatz in der Praxis .....	62
6.4    Schematische Darstellung .....	62
7. Anhang.....	64
8. Literaturverzeichnis .....	68

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 0/1:	Schematische Darstellung einer Mahllinie .....	7
Abbildung 1/1:	Schematische Darstellung einer Rührwerkskugelmühle.....	8
Abbildung 1/2:	Zerkleinerungsmaschinen: Einteilung nach den Korngrößenbereichen des Aufgabegutes.....	9
Abbildung 1-3:	Rührwelle mit Mahlscheiben.....	9
Abbildung 1/4:	GAW Rührwerkskugelmühle.....	10
Abbildung 1/5:	Strömungsverlauf der Mahlkugeln in der Rührwerkskugelmühle..	13
Abbildung 2/1:	Zusammensetzung der Wirbelsenke.....	15
Abbildung 2/2::	Sichter- Abweiserad mit radialen Schaufeln.....	17
Abbildung 2/3:	Trennzone $r_i \dots r_a$ in der Wirbelsenke.....	20
Abbildung 2/4:	Verlauf der Trennkorngröße im Abweiseradsichter.....	22
Abbildung 2/5:	Sichterradgeometrie der GAW Rührwerkskugelmühle: Maßzeichnung und ISO Ansicht.....	23
Abbildung 3/1:	Absetzen im Schwerkraftfeld.....	28
Abbildung 3/2:	Absetzen im Fliehkraftfeld.....	28
Abbildung 3/3:	Filtrieren im Schwerkraftfeld.....	28
Abbildung 3/4:	Druckfiltration.....	28
Abbildung 3/5:	Saugfiltration.....	29
Abbildung 3/6:	Filtrieren im Fliehkraftfeld.....	29
Abbildung 3/7:	Auspressen mit Kolben und Zylinder.....	29
Abbildung 3/8:	Auspressen zwischen Walzen und perforierten Bändern.....	29
Abbildung 3/9:	Grundformen und Durchströmung der Absetzbecken.....	31
Abbildung 3/10:	Zentrifugen Grundtypen.....	31
Abbildung 3/11:	Arbeitsweise einer Schubzentrifuge.....	32
Abbildung 3/12:	Tellerseparator.....	33
Abbildung 3/13:	Dekanterzentrifuge.....	34
Abbildung 4/1:	Maßbezeichnung eines Hydrozyklons.....	36
Abbildung 4/2:	Benennungen und Strömungsverlauf im Hydrozyklon.....	36
Abbildung 4/3:	Umfangsgeschwindigkeitsprofil im Hydrozyklon.....	37
Abbildung 5/1:	Hydrozyklon Aufriss.....	45
Abbildung 5/2:	Hydrozyklon Schnitt B- B.....	46
Abbildung 5/3:	Hydrozyklon Detail 1.....	47
Abbildung 5/4:	Hydrozyklon Grundriss.....	47
Abbildung 5/5:	Hydrozyklon Schnitt A-A.....	48
Abbildung 5/6:	Hydrozyklon Allgemeine Ansicht (Pos.16).....	48

Abbildung 5/7:	Hydrozyklon Detail Pos.16 Aufriss.....	48
Abbildung 5/8:	Hydrozyklon Detail Pos. 16 Grundriss.....	49
Abbildung 5/9:	Hydrozyklon Detail Pos. 1 Aufriss.....	49
Abbildung 5/10:	Hydrozyklon Detail Pos. 1 Schnitt C- C.....	49
Abbildung 5/11:	Hydrozyklon Blechabwicklung Pos.9.....	50
Abbildung 5/12:	Stückliste zu Hydrozyklon.....	50
Abbildung 5/13:	Mahlkugelabscheidung Aufriss.....	52
Abbildung 5/14:	Mahlkugelabscheidung Seitenriss.....	53
Abbildung 5/15:	Mahlkugelabscheidung Grundriss.....	54
Abbildung 5/16:	Mahlkugelabscheidung Detail 1.....	54
Abbildung 5/17:	Mahlkugelabscheidung Isometrische Ansicht.....	55
Abbildung 5/18:	Stückliste Mahlkugelabscheidung.....	56
Abbildung 6/1:	Versuchsaufbau Mahlkugelabscheider.....	59
Abbildung 6/2:	Grafische Darstellung des Versuches .....	61
Abbildung 6/3:	Schematische Darstellung für den Einsatz in der Praxis.....	63

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 2/1:	Analogie der Strömungstrennung im Schwer- und Fliehkraftfeld..	17
Tabelle 3/1:	Physikalische Prinzipien der Fest-Flüssig-Trennung.....	27
Tabelle 4/1:	Optimale Größenverhältnisse für Hydrozyklone nach Rietema....	40
Tabelle 5/1:	Stückliste zu Hydrozyklon.....	50
Tabelle 5/2:	Stückliste Mahlkugelabscheidung.....	59
Tabelle 6/1:	Vorschlag eines Versuchsprotokolls 1.....	61
Tabelle 6/2:	Vorschlag eines Versuchsprotokolls 2.....	61

## **0. Analyse des bestehenden Systems mit der Problematik des Mahlkugelverlustes**

In der Papierindustrie ist feinstgemahlenes Calciumcarbonat ein wichtiger Bestandteil in einer Streichfarbe. Die Streichfarbe dient dabei, die Qualität der Paperoberfläche in Bezug auf Glätte, Glanz und Bedruckbarkeit enorm zu verbessern.

Calciumcarbonat wird durch die Mahlung von Gesteinen wie Kreide, Kalkstein oder Marmor gewonnen. Speziell wird die Feinstmahlung unter einem kontinuierlichen Nassmahlvorgang in einer Rührwerkskugelmühle durchgeführt.

Während dem kontinuierlichen Nassmahlvorgang in der Rührwerkskugelmühle verlassen einige Mahlkugeln diese mit der fertig gemahlenen Suspension. Dieser Mahlkugelverlust ist unerwünscht, da dies einen enormen Kostenfaktor darstellt. Eine Rührwerkskugelmühle erfordert im Betrieb eine konstante Füllung von 4.200 kg dieser Mahlkugeln. Ein Kilogramm Mahlkugeln kostet ca. 20 Euro (Stand April 2012), was bedeutet, dass die gesamte Füllung 84.000 Euro kostet.

Trotz Einsatzes eines Sichterrades in der Rührwerkskugelmühle gelingt es nicht diesen Mahlkugelverlust zu unterbinden. Ziel ist es, eine Anlage zu entwickeln, die eine kontinuierliche Trennung der Mahlkugeln aus der Suspension ermöglicht.

Konkret tritt dieses Problem bei einem Kunden der Firma GAW technologies Graz auf, der 4 Mahllinien kontinuierlich betreibt. Eine Mahllinie besteht aus drei in Serie geschalteten Rührwerkskugelmühlen. Der Mahlkugelverlust aller vier Linien zusammen beträgt 3kg pro Tag, was auf das Jahr hochgerechnet einen Verlust von ca. 22.000 Euro bedeutet.

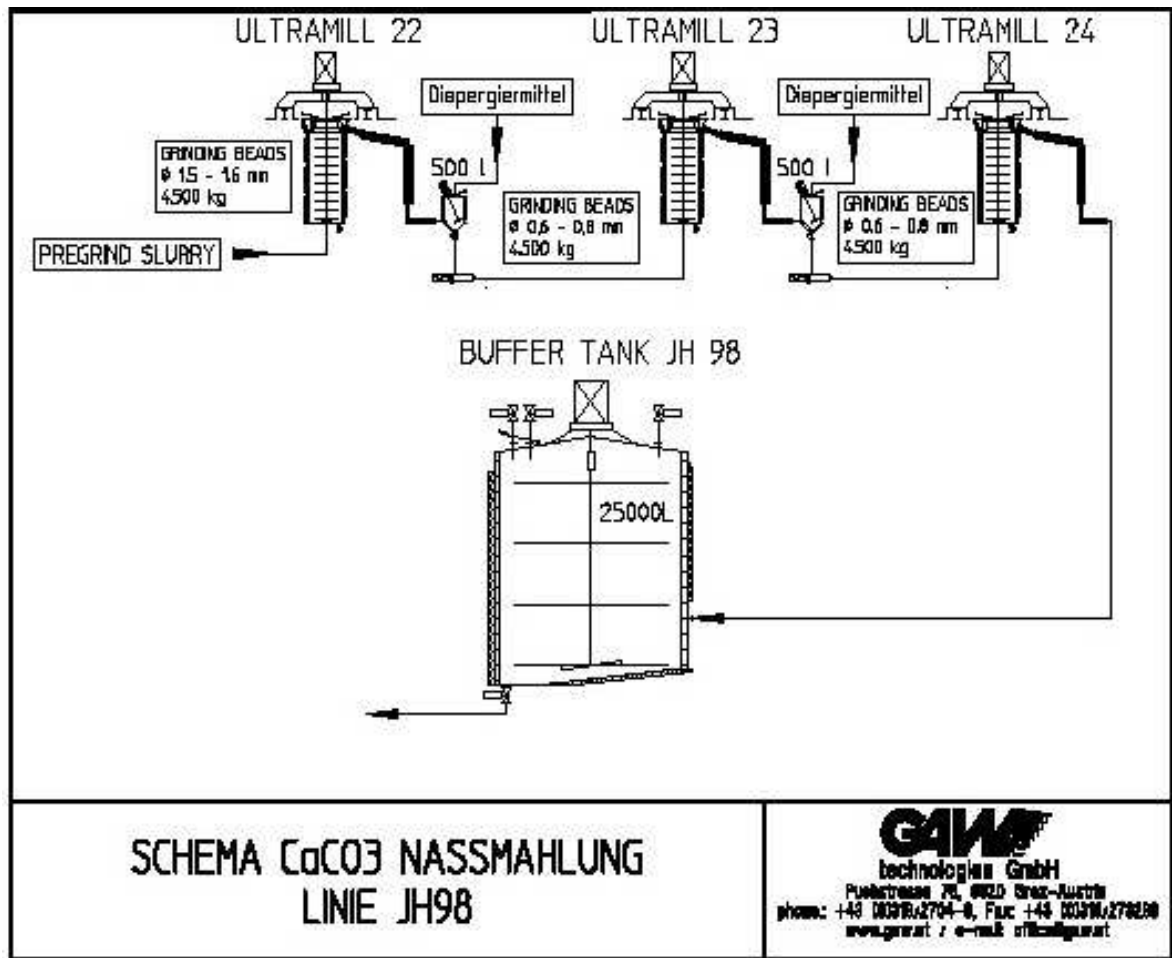


Abbildung 0/1: Schematische Darstellung einer Mahllinie

Die Mahlkugeln gelangen von der Mühle aus in den Buffertank von wo aus sie nicht mehr in den Mahlprozess rückführbar sind. In weiterer Folge werden diverse Messarmaturen in den nachfolgenden Rohrleitungen durch die Mahlkugeln beschädigt.



# 1. Beschreibung einer Rührwerkskugelmühle

Eine Rührwerkskugelmühle ist nach Stieß [1] eine Zerkleinerungsmaschine zum kontinuierlichen Dispergieren und Feinst- Mahlen in Suspensionen. Unter Suspension versteht man die Mischung aus Flüssigkeit und Feststoffpartikeln. Die Mühle besitzt entweder einen horizontalen oder einen vertikalen Zylinder mit einem mittigen Rührorgan. Kleine Mahlkugeln füllen den Mahlraum bis zu 90% aus. Diese Kugeln werden durch das mit Scheiben versehene Rührorgan (Lochscheiben) in eine gegenseitige Bewegung versetzt. Bei den Vertikalmühlen fließt die Suspension von unten nach oben. Am Austritt werden die Mahlkugeln durch eine Trennvorrichtungen gestoppt, damit sie den Mahlraum der Kugelmühle nicht verlassen können. Diese Trennvorrichtung kann entweder ein Sieb sein oder wie im Fall der GAW Rührwerkskugelmühle ein Sieb, der die Mahlkugeln nach dem Prinzip der Fliehkraft am Austritt hindert. Die Mahlkugeln bestehen aus Hartglas, Hartkeramik oder Stahl und haben je nach gewünschter Feinheit des Produktes einen Durchmesser von 0,2mm bis 3,5mm. Beim Zerkleinerungsvorgang wird fast die gesamte Energie in Wärme umgewandelt. Deshalb muss der Mantel gekühlt werden.

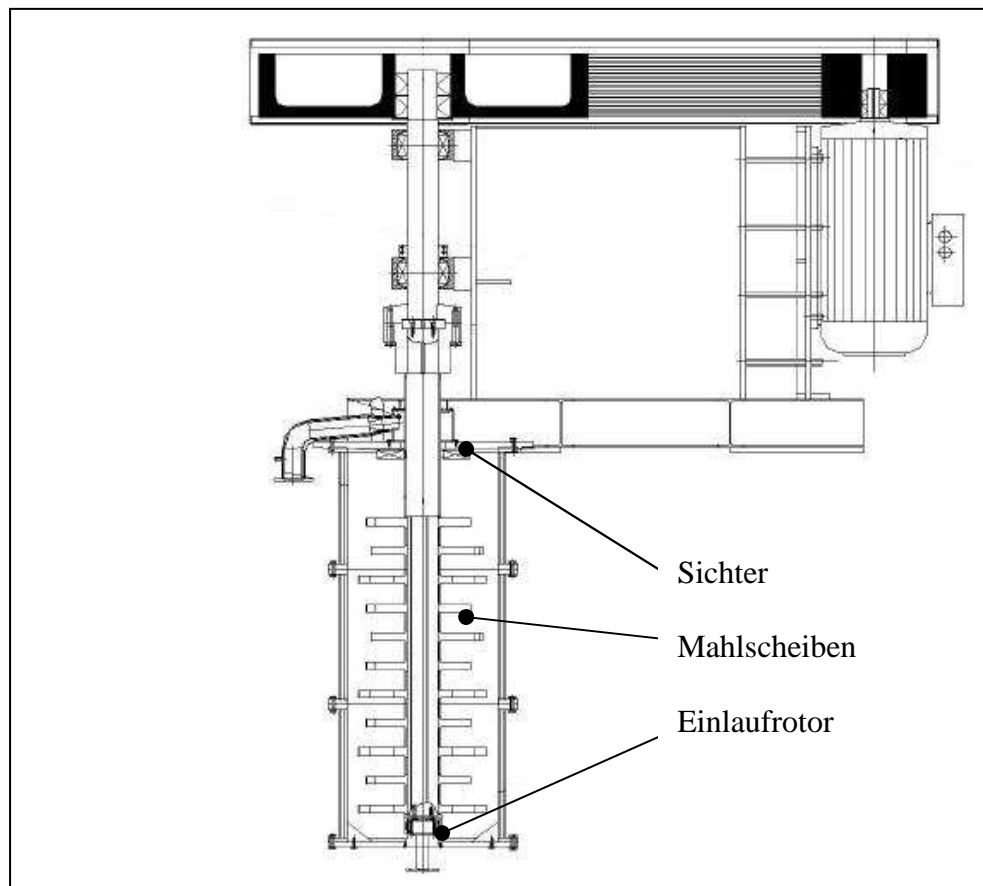


Abbildung 1/1: Schematische Darstellung einer Rührwerkskugelmühle [2]

Beim Rühren sind Zentrifugalbeschleunigungen von mehr als 50 g aufgrund der hohen Umfangsgeschwindigkeiten von 4 bis 20m/s möglich.

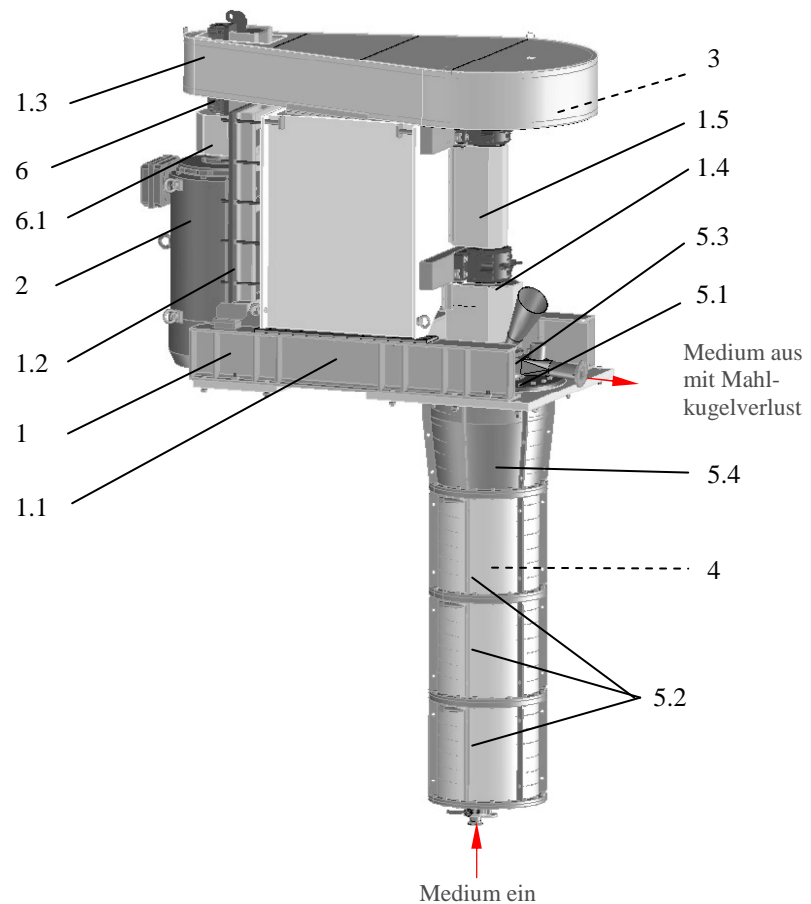
Fein- Mahlen				Grob- Brechen		
Ultrafein-	Feinst-	Mikrofein-				
1 $\mu\text{m}$	10 $\mu\text{m}$	100 $\mu\text{m}$	1 mm	10 mm	100 mm	1 m
					Backenbrecher	
					Prall- und Hammerbrecher	
					Rundbrecher	
					Walzenbrecher	
				Schneidmühlen		
				Hammermühlen		
				Wälzmühlen		
				Stabmühlen		
				Walzenmühlen		
				Kugelmühlen		
				Prallmühlen		
				Schwingmühlen		
				Strahlmühlen		
				Laborschwingm., Rührwerk.		
1 $\mu\text{m}$	10 $\mu\text{m}$	100 $\mu\text{m}$	1 mm	10 mm	100 mm	1 m

Abbildung 1/2: Zerkleinerungsmaschinen: Einteilung nach den Korngrößenbereichen des Aufgabegutes [1]



Abbildung 1-3: Rührwelle mit Mahlscheiben [3]

Die Mahlkugeln bewegen sich am Rührorgan maximal mit dessen Umfangsgeschwindigkeit, an den Wänden werden sie dagegen gebremst. Grund dafür sind die Adhäsionskräfte an den Scheiben. Damit die Partikel in der Suspension zerkleinert werden, müssen viele Mahlkugelkontakte mit möglichst großer Kontaktkraft stattfinden. Die Abbildung 1/4 zeigt den Aufbau der GAW Rührwerkskugelmühle RKM 2000.



1	Mühlenchassis	3	Riementrieb	5	Mahlbehälterbaugruppe
1.1	Grundrahmen			5.1	Mahlbehälterdeckel
1.2	Motorplatte	4	Wellenbaugruppe mit Mahlscheiben, Einlaufrotor und Sichter	5.2	Mahlbehälter 2,3,4
1.3	Riemenschutz			5.3	Ablaufbehälter
1.4	Kupplungsschutz			5.4	Mahlbehälter 1
1.5	Wellenschutz				
2	Antrieb			6	Vorgelege
				6.1	Vorgelege Kupplungsschutz

Abbildung 1/4: GAW Rührwerkskugelmühle [3]

## 1.1 Technische Daten der GAW Rührwerkskugelmühle

Die GAW Rührwerkskugelmühle ist ein Mahlsystem für ultrafeines Calciumcarbonat (chemische Bezeichnung:  $\text{CaCO}_3$ ) GCC (grinded Calcium Carbonat)

Type: RKM 2000

MahlbehälterVolumen: 2000L

Feinheitsgrad: 98% kleiner als  $2\mu\text{m}$  Partikelgröße

Feststoffgehalt: 78%

Kapazität: 6850 kg/h BD (bound dry = atro: Trockenmasse die nach Abzug des Rohwassers aus der Substanz übrig bleibt); 4928 l/h

Dichte  $\text{CaCO}_3$  Slurry (Schlamm):  $\rho=1,855 \text{ kg/l}$

Viskosität  $\text{CaCO}_3$  Slurry: 353 mPas

Temperatur Slurry in der Mühle:  $80^\circ\text{C}$

Druck Mühleneinlauf: ca. 4 bar

Umfangsgeschwindigkeit in der Mühle: 7 bis 9 m/s

Drehzahl Rührwelle: 200 bis 220 upm

### Mahlkugeln:

Zirkonix  $\varnothing 0,6$  bis  $0,8\text{mm}$  (Lieferant: Suzhou, Type: Y-TZP white)

Dichte Mahlkugeln:  $\rho=6,027 \text{ kg/l}$

Schüttgewicht:  $\rho=3,744 \text{ kg/l}$

Ladung der Mühle mit Mahlkugeln: 4200 kg

### Pumpendaten vor der Mühle:

$Q= 1000$  bis  $6500 \text{ l/h}$  (Drehzahl mit einem Frequenzumrichter steuerbar)

$H= 40 \text{ mWC} \rightarrow \sim 4 \text{ bar}$

## **1.2 Verwendung von Calciumcarbonat ( $\text{CaCO}_3$ ) in der Papierindustrie**

In der Papierindustrie wird Calciumcarbonat [4] als Streichpigment vor allem in Papieren mit höchster Weiße, wie zum Beispiel mehrfach gestrichene Bilderdruckpapiere oder hochgefüllte Kopier- und Büropapiere, verwendet. Calciumcarbonat kommt in der Form der Minerale Calcit und Aragonit vor und ist eine der am häufigsten vorkommenden Verbindungen der Erde. Man findet es in Marmor, Kalksteinen, Dolomiten, Knochen, Zähnen, Skeletten von Krebstieren, Korallen, Muscheln oder Schnecken.

## **1.3 Entstehung des Mahlkugelverlustes**

Der Siebter unterhalb des Mediumauslaufes im Mahlbehälter hat die Aufgabe die Mahlkugeln am Verlassen der Mühle zu hindern. Dies sollte in der Praxis durch das Fliehkraftfeld erfolgen, das sich aufgrund der Rotation des Siebters im oberen Bereich des Mahlbehälters bildet. Dieses Fliehkraftfeld sollte die Mahlkugeln aufgrund der wesentlich höheren Dichte gegenüber der gemahlen Calciumcarbonat-Suspension an die Mahlbehälterwand schleudern, während die Suspension die Mühle durch den Siebter hindurch verlassen kann. Wie die Praxis zeigt, schaffen es aber doch immer wieder einige Mahlkugeln den Siebter zu umgehen. Als ersten Lösungsansatz zur Verhinderung des Mahlkugelverlustes wurde daher die Modifikation des Siebters in Betracht gezogen.

## **1.4 Funktionsweise eines Siebters**

Ziel des Siebters ist es, den Produktmengenstrom in zwei Kornklassen zu trennen. Bei der ersten Kornklasse handelt es sich um die  $2\mu\text{m}$  feinen Calciumcarbonatpartikel, die mit der Suspension die Mühle als Feingut verlassen sollen. Bei der zweiten groben Kornklasse handelt es sich um die 0,6 bis 0,8mm großen Mahlkugeln, die in der Kugelmühle bleiben sollen.

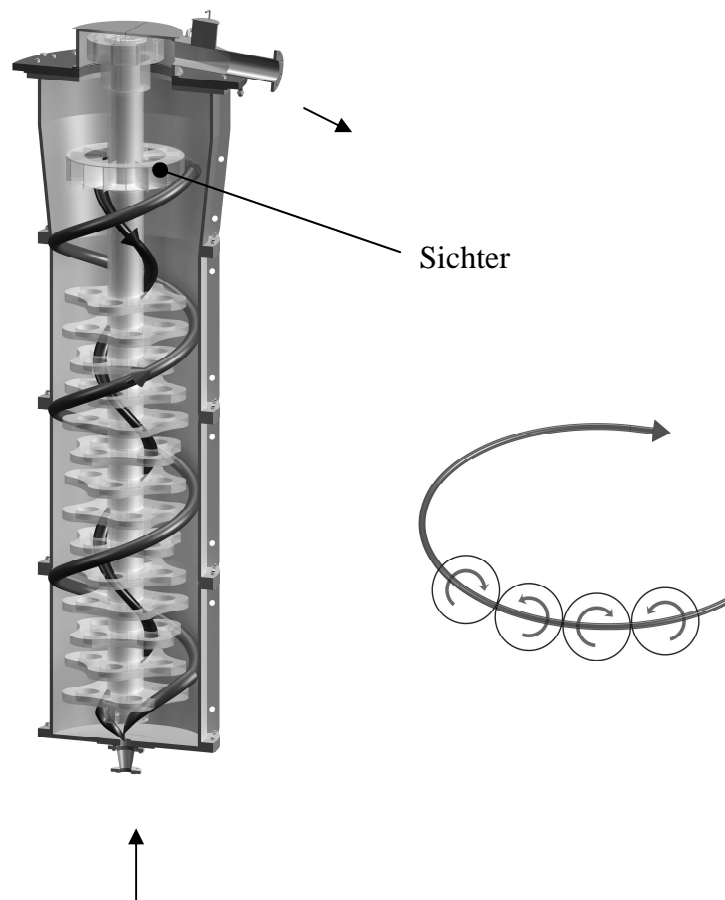


Abbildung 1/5: Strömungsverlauf der Mahlkugeln in der Rührwerkskugelmühle [5]

In den nachfolgenden Kapiteln werden die Grundprinzipien der mechanischen Trennung erörtert. Beim Sichten handelt es sich um einen Klassierprozess, der auf den physikalischen Vorgängen der Partikelbewegung im Fliehkraftfeld beruht.

## 2. Partikelbewegung im Fliehkraftfeld

In einem Fluid kann nach Stieß [6] ein Fliehkraftfeld entweder durch einen Rotor, der das Fluid in eine Drehung versetzt erzeugt werden, oder es wird die Strömung in einem ruhenden Behälter zwangsweise durch eine gekrümmte Bahn umgelenkt. Als die zwei wichtigsten Drehströmungsfelder in der Technik unterscheidet man den Potentialwirbel und den Starrkörperwirbel. Der Transport des Fluides in radialer Richtung durch den Apparat erfolgt durch eine tangentielle Strömung, die noch von einer radial nach innen gerichteter Komponente überlagert wird. In Kombination mit dem Potentialwirbel bildet sich eine Wirbelsenke.

### 2.1 Potentialwirbel und Wirbelsenke

Die Wirbelsenke ist eine Potentialströmung, die reibungsfrei ist, und die an jedem Punkt im Strömungsfeld die gleiche volumenbezogene Energie aufweist. Zustand kommt die Wirbelsenke durch die Überlagerung des Potentialwirbels mit der Senkenströmung (Abbildung 2/1). In Modellform ist die Wirbelsenke ein freier Wirbel in einem durchströmten Apparat. Als Potentialwirbel (Abbildung 2/1a)) bezeichnet man die Strömung in einem konzentrischen Kreis, bei der die Umfangsgeschwindigkeit  $v_\varphi$  umgekehrt proportional zum Radius  $r$  ist

$$v_\varphi \cdot r = c_1 = \text{const.} \quad (2.1)$$

Der Potentialwirbel erzeugt ein Fliehkraftfeld mit einer radialen, nach außen gerichteten Beschleunigung  $r \cdot \omega^2 = v^2 / r$ . Als  $c_1 [\text{m}^2/\text{s}]$  bezeichnet man die Wirbel- oder Zirkulationsstärke. Bei der Senkenströmung (Abbildung 2/1b)) durchläuft die Radialgeschwindigkeit  $v_r$  die Stromlinien radial nach innen. Es gilt

$$v_r \cdot r = c_2 = \text{const.} \quad (2.2)$$

$v_r$  ist hierbei die Geschwindigkeitskomponente und dient der Partikelmitnahme durch die Widerstandskraft entgegen der nach außen hin gerichteten Fliehkraft.  $c_2$  ist der Wert für die Senkenstärke. Die Senkenstärke hat eine technisch relevante Bedeutung. Wie in Abbildung

2/1d) ersichtlich durchströmt der Volumenstrom die Zylindermantelfläche ( $2 \cdot \pi \cdot r \cdot H$ ) in radialer Richtung mit der Geschwindigkeit  $v_r$ .

$$\dot{V} = v_r \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H . \quad (2.3)$$

Zusammen mit der Gleichung (2.2) ergibt sich, dass die Senkenstärke  $c_2$  [ $\text{m}^2/\text{s}$ ] mit dem Durchsatz  $\dot{V}$  und der Apparatehöhe  $H$  verknüpft ist.

$$v_r \cdot r = c_2 = \frac{\dot{V}}{2 \cdot \pi \cdot H} \quad (2.4)$$

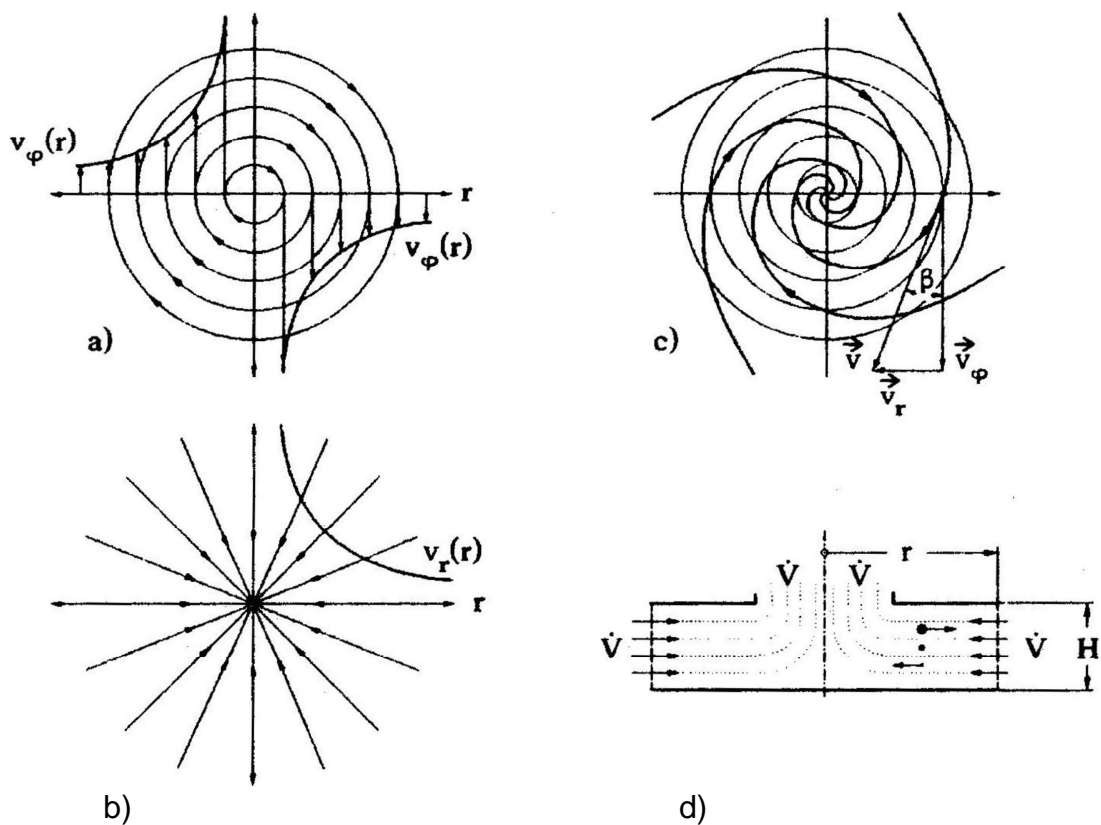


Abbildung 2/1: Zusammensetzung der Wirbelsenke  
a) Potentialwirbel + b) Potentialsenke = c) Wirbel senke  
d) Volumen strömt durch den Zentrifugalsichter [6]

Abbildung 2/1c) zeigt die Geschwindigkeit  $\vec{v}$  der Wirbelsenke mit der Radialgeschwindigkeit  $v_r$  und der Umfangsgeschwindigkeit  $v_\phi$ . Die Stromlinien in der Wirbelsenke stellen



logarithmische Spiralen dar, die alle konzentrischen Kreise um das Wirbelzentrum herum mit dem gleichen Winkel  $\beta$  schneiden. Das Verhältnis von Senkenstärke  $c_2$  zu Wirbelstärke  $c_1$  sowie das Verhältnis der Radial- zu Tangentialgeschwindigkeit wird durch die konstante Steilheit der Spirale beschrieben. Demnach ist das Verhältnis in jedem Punkt des Strömungsfeldes gleich.

$$\tan \beta = v_r / v_\varphi = c_2 / c_1 = \text{const.} \quad (2.5)$$

## 2.2 Starrkörperwirbel

Hierbei bewegt sich das Fluid wie ein fester Körper mit konstanter Winkelgeschwindigkeit  $\omega$  um die Drehachse. Ein solcher Wirbel wird durch Rotoren, die mit radialen Schaufeln versehen sind erzeugt. Zwischen den Schaufeln erfolgt eine radiale Strömung nach innen. Ein Starrkörperwirbel wird in der Modelform als erzwungener Wirbel beschrieben, der im Abweiseradsichter zwischen den Schaufeln herrscht wenn die Einstromung stoßfrei erfolgt. Die Umfangsgeschwindigkeit  $v_\varphi$  ist proportional zum Abstand  $r$  von der Achse.

$$v_\varphi = \omega \cdot r \quad (2.6)$$

Für die Radialgeschwindigkeit gilt folgende Gleichung:

$$v_r \cdot r = c_2 = \frac{\dot{V}}{2 \cdot \pi \cdot H} \quad (2.7)$$

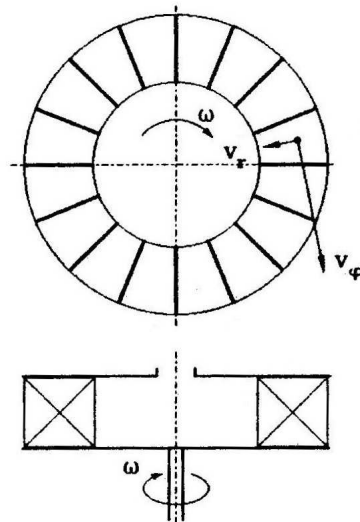


Abbildung 2/2:: Sichter- Abweiserad mit radialen Schaufeln [6]

Wenn man die Strömung gedanklich in eine radiale und eine tangential Komponente trennt, kann eine Analogie zur Klassierung in senkrechter Aufwärtsströmung im Schwerfeld hergestellt werden. Radial „nach außen“ entspricht im Schwerfeld „nach unten“, die Strömungswiderstandskraft „nach innen“ ist im Schwerfeld „nach oben“ gerichtet (siehe Tabelle 2/1).

	Richtung des Massen- kraftfeldes	Richtung der trennenden Strömungskraft
Schwerkraftfeld	nach unten	nach oben
Fliehkraftfeld	nach außen	nach innen
	Grobgut Schwergut	Feingut Leichtgut

Tabelle 2/1: Analogie der Strömungstrennung im Schwer- und Fliehkraftfeld [6]

Das maßgebliche Kriterium für den Klassiereffekt ist, ob das Partikel, dass unter Einfluss der konkurrierenden Kräfte im Strömungsfeld steht entweder als Fein- oder Leichtgut noch innen, oder als Grob- oder Schwergut nach außen transportiert wird. Wenn ein Partikel als eine Kugel unter vereinfachten Voraussetzungen betrachtet wird (annähernd stationäre Bewegung, d.h. verschwindend kleine Trägheits- und Corioliskraft, Vernachlässigung der Schwerkraft) ist dieses drei Kräften unterworfen:

- der Zentrifugalkraft  $F_z$  radial nach außen und dem statischen Auftrieb  $F_A$  radial nach innen

$$\vec{F}_z = \rho_p \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d^3 \cdot \vec{r} \cdot \omega^2 \quad (2.8) \quad \text{und}$$

$$\vec{F}_A = -\rho_f \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d^3 \cdot \vec{r} \cdot \omega^2 \quad (2.9)$$

Mit  $r \cdot \omega^2 = v_\varphi^2 / r$  ergibt das in + r Richtung

$$F_z - F_A = (\rho_p - \rho_f) \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d^3 \cdot v_\varphi^2 / r ; \quad (2.10)$$

- der Widerstandskraft  $\vec{F}_{Wr}$  in Richtung der Relativgeschwindigkeit zwischen Fluid und Partikel. Teilt man diese Kraft in eine radiale- ( $F_{Wr}$ ) und tangentiale ( $F_{W\varphi}$ ) Komponente, so ist  $F_{W\varphi}$  die einzige tangential wirkende Kraft infolgedessen die Partikel die Umfangsgeschwindigkeit der Strömung annehmen. Eine Relativgeschwindigkeit besteht daher nur in radialer Richtung ( $w_{fr}$ ). Die Widerstandskraft lautet:

$$F_{Wr} = c_w(\text{Re}_d) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot \frac{\rho_f}{2} \cdot w_{fr}^2 \quad (2.11)$$

(die Unabhängigkeit des  $c_w$ -Werts von der Art der umgebenen Strömung wird vorausgesetzt!).

Diese Widerstandskraft steht im Gleichgewicht mit den oben angegebenen Kräften ( $F_z - F_A = F_{Wr}$ ), woraus sich zunächst für die radiale Relativgeschwindigkeit der Partikel gegenüber dem strömenden Fluid

$$w_{fr} = \frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_p - \rho_f)}{\rho_f} \cdot \frac{d \cdot v_\varphi^2 / r}{c_w(\text{Re}_d)} \quad (2.12)$$

ergibt. Aufgrund der Vereinfachungen trifft das nur für kleine Partikel zu, die der Umfangsgeschwindigkeit der Strömung fast trägheitslos folgen, sodass einerseits die

Reynoldszahl mit  $w_{fr}$  gebildet werden kann, andererseits kann man sich hier auch auf den Stokes-Bereich beschränken:

$$\text{Re}_d = \frac{w_{fr} \cdot d \cdot \rho_f}{\eta} \quad (2.13)$$

$$c_w(\text{Re}_d) = \frac{24}{\text{Re}_d} = \frac{24 \cdot \eta}{w_{fr} \cdot d \cdot \rho_f} \quad (2.14)$$

Daraus erhält man die Radialgeschwindigkeit

$$w_{fr}(r) = \frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot d^2}{18 \cdot \eta} \cdot v_\phi^2(r) / r. \quad (2.15)$$

Bei diesen Voraussetzungen entspricht das einer Sedimentation im Starrkörperwirbel:

$$w_{fr}(r) = w_{fz}(r). \quad (2.16)$$

Analog zur Schwerkraft-Sedimentation gibt es auch hier ein Schwebekorn als Trennkorn. Unter der Bedingung, dass die radiale Strömungsgeschwindigkeit  $v_r(r)$  (nach innen) und die radiale Sinkgeschwindigkeit  $w_{fr}(r)$  der Partikel relativ zur Strömung (nach außen) gleich sind, bleiben die Partikel absolut betrachtet auf einem bestimmten Radius in Schwebe. Sie rotieren daher auf einer Kreisbahn. Wird die Größe dieses Korns (Partikels) mit „t“ indiziert erhält man aus

$$(w_{fr})_t(r) = v_r(r) \quad (2.17)$$

und aus der Gleichung (2.15)

$$d_t(r) = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{(\rho_p - \rho_f)}} \cdot \sqrt{\frac{r \cdot v_r(r)}{v_\phi^2(r)}}. \quad (2.18)$$

## 2.3 Trennkorngröße der freien Wirbelströmung

Mit den Beziehungen der Gleichung (2.1) und der Gleichung (2.2) für die logarithmische Spiralenströmung ergibt sich aus Gleichung (2.18):

$$d_t(r) = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{(\rho_p - \rho_f)}} \cdot \sqrt{\frac{c_2}{c_1^2}} \cdot r = \text{const.} \cdot r. \quad (2.19)$$

Die Trennkorngröße  $d_t$  ist an jeder Stelle  $r$  anders und wird mit dem Radius linear größer. Je kleiner der Apparatedurchmesser, desto kleinere Trennkorngrößen kann man damit erzielen. In einem Apparat mit einer solchen Spiralströmung liegt die Trennzone zwischen einem Innenradius  $r_i$  und einem Außenradius  $r_a$  (siehe Abbildung 2/3 unten).

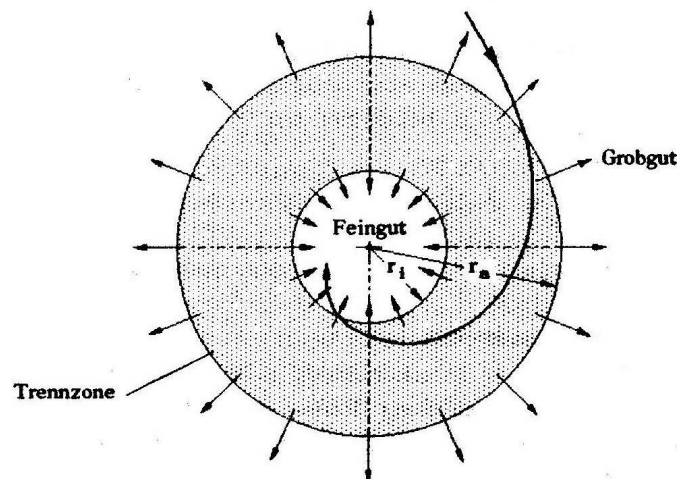


Abbildung 2/3: Trennzone  $r_i \dots r_a$  in der Wirbelsenke [6]

Zum Grob- oder Schwergut werden nur jene Partikel verwiesen, die den Außenradius  $r_a$  erreichen, deren Korngröße  $d_t$  also mindestens

$$d_t(r) = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{(\rho_p - \rho_f)}} \cdot \sqrt{\frac{c_2}{c_1^2}} \cdot r_a \quad (2.22)$$

beträgt. Als Fein- oder Leichtgut werden nur Partikel nach innen ausgetragen, die den Innenradius  $r_i$  mit der Strömung passieren können. Die Größe dieser Partikel kann höchstens den Wert

$$d_t(r) = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{(\rho_p - \rho_f)}} \cdot \sqrt{\frac{c_2}{c_1^2}} \cdot r_i \quad (2.23)$$

annehmen.

Dazwischen liegt ein Bereich, in dem sich eine unscharfe Trennung einstellt. Die Partikel bleiben aufgrund der ihrer Größe entsprechendem Radius theoretisch in Schwebelage. In der Praxis werden die Partikel wegen der Turbulenz der Strömung und wegen ihrer Anreicherung zufallsbedingt nach außen oder nach innen gelangen. Der Unschärfbereich lässt sich verkleinern je näher die beiden Radien  $r_a$  und  $r_i$  beieinander liegen. Also je schmaler die Trennzone ist.

Da die realen Spiralströmungen reibungsbehaftet sind weicht die Spiralenform von der logarithmischen ab. Eine einfache Näherung ermöglicht der Ansatz:

$$v_\varphi \cdot r^n = c_1 = \text{const.} \quad (\text{mit } n < 1, \text{ meist } n < 0,5) \quad (2.24)$$

$$v_r \cdot r = c_2 = \text{const.} \quad (2.25)$$

Damit wird die Trennkorngröße

$$d_t(r) \sim r^n \quad (2.26)$$

analog zu Gleichung (2.19), die Abhängigkeit des Radius  $r$  wird schwächer jedoch bleiben die weiteren Aussagen qualitativ gleich.

## 2.4 Trennkorngröße der erzwungenen Wirbelströmung

Setzt man in Gleichung (2.18) die Umfangsgeschwindigkeit des Starrkörperwirbels

$v_\varphi = \omega \cdot r$  ( $\omega = \text{const.}$ ) sowie  $r \cdot v_r = c_2$  ein, bekommt man

$$d_t(r) = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{(\rho_p - \rho_f)}} \cdot \sqrt{\frac{c_2}{\omega^2}} \cdot \frac{1}{r} = \frac{\text{const.}}{r} \quad (2.27)$$

Dabei nimmt die Trennkorngröße mit zunehmendem Radius ab.

## 2.5 Trennkorngröße im Abweiseradsichter

Im Abweiseradsichter (siehe Abbildung 2/4) herrscht zwischen dem Außenrad (Radius  $r_R$ ) und dem Innenrand (Radius  $r_a$ ) der Beschaukelung ein Starrkörperwirbel. Dagegen herrscht im nicht beschaukelten Innenbereich zwischen  $r_i$  und  $r_a$  ein freier Wirbel. Wenn die Lufteinströmung bei  $r_R$  stoßfrei erfolgt, sodass die Umfangsgeschwindigkeiten von Luft und Rotor übereinstimmen und es keine Verwirbelungen in den Schaufelkanälen gibt, sieht der Verlauf der Trennkorngröße prinzipiell wie in Abbildung 2/4 dargestellt aus.

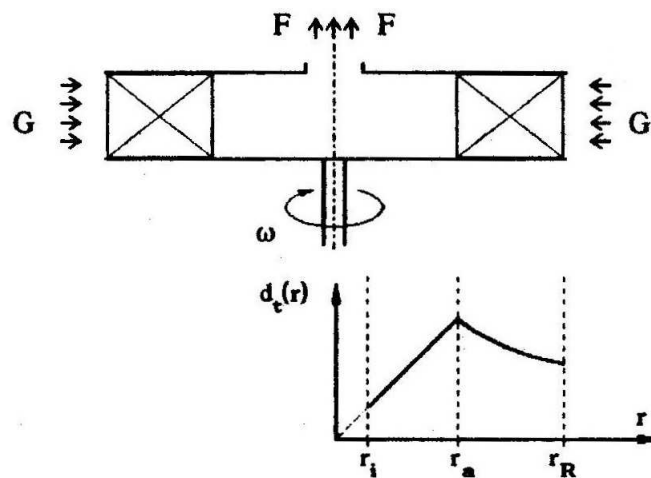


Abbildung 2/4: Verlauf der Trennkorngröße im Abweiseradsichter [6]

## 2.6 Berechnung des Sichterrades der GAW Rührwerkskugelmühle

Aufgrund der vorher beschriebenen Abhängigkeiten zwischen Senkenstärke  $c_2$ , Durchsatz  $\dot{V}$  und Apparatenhöhe  $H$  erfolgt nun die Nachrechnung, ob die bestehende Geometrie des Sichterrades den gewünschten Trenneffekt erzielt.

Die folgende Betriebsdaten und Abmessungen sind dabei gegeben:

Drehzahl des Sichterrades:  $n = 200$  upm

Produktvolumenstrom  $\dot{V} = 4,928$  m<sup>3</sup>/h

Dichte CaCO<sub>3</sub> Slurry  $\rho_f = 1855$  kg/m<sup>3</sup>

Dichte Mahlkugeln  $\rho_p = 6027$  kg/m<sup>3</sup>

Viskosität CaCO<sub>3</sub> Slurry  $\eta_f = 0,353$  Pas

Außenradius Sichterrad  $r_a = 0,440 \text{ m}$

Innenradius Sichterrad  $r_i = 0,185 \text{ m}$

Sichterhöhe  $H = 0,150 \text{ m}$

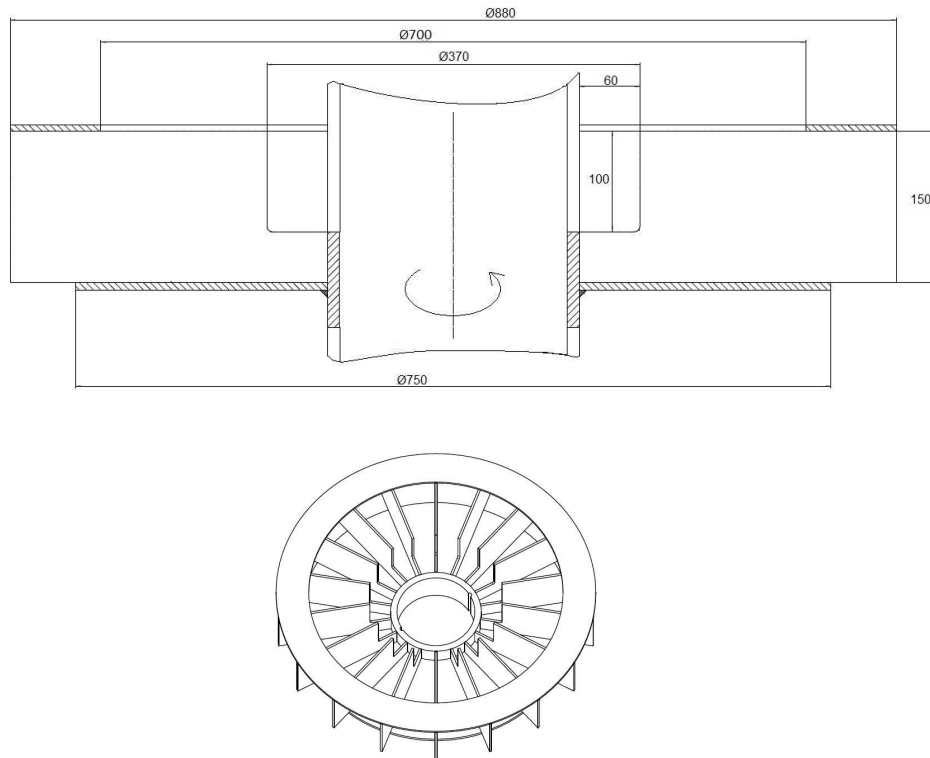


Abbildung 2/5: Sichterradgeometrie der GAW Rührwerkskugelmühle: Maßzeichnung und ISO Ansicht [3]

Gesucht werden a) die Senkenstärke  $c_2$ , sowie b) die Radial- und c) die Umfangsgeschwindigkeiten am Außen- und Innenradius der Sichterradschaufeln. Ebenfalls zu ermitteln sind d) die Trennkorngrößen für beide Sichterradradien.

a) Die Senkenstärke  $c_2$  errechnet sich aus Gleichung (2.4):

$$c_2 = \frac{\dot{V}}{2 \cdot \pi \cdot H} = \frac{4,928 \text{ m}^3}{3600 \text{ s} \cdot 2\pi \cdot 0,150 \text{ m}} = 0,0015 \text{ m}^2 / \text{s} \quad (2.28)$$

b) Weiters ergeben sich aus dieser Gleichung (2.4) die Radialgeschwindigkeiten am Außen- und Innenradius der Sichterradschaufeln:

$$v_{ra} = \frac{c_2}{r_a} = \frac{0,0015 \text{ m}}{0,440 \text{ s}} = 0,0033 \text{ m} / \text{s} \quad v_{ri} = \frac{c_2}{r_i} = \frac{0,0015 \text{ m}}{0,185 \text{ s}} = 0,0079 \text{ m} / \text{s}$$



c) Die Umfangsgeschwindigkeit am Außenradius ist

$$v_{\varphi a} = \omega \cdot r_a = 2 \cdot \pi \cdot n \cdot r_a = 2 \cdot \pi \cdot \frac{200}{60} s^{-1} \cdot 0,440 m = 9,22 m/s ,$$

und am Innenradius beim Austritt der Partikeln aus den Rotorkanälen

$$v_{\varphi i} = \omega \cdot r_i = 2 \cdot \pi \cdot n \cdot r_i = 2 \cdot \pi \cdot \frac{200}{60} s^{-1} \cdot 0,185 m = 3,87 m/s$$

d) Die dazugehörigen Trennkorngrößen lassen sich aus der Gleichung (2.27) ermitteln:

$$d_{ta} = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{\rho_p - \rho_f} \cdot \frac{\sqrt{c_2}}{\omega} \cdot \frac{1}{r_a}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 0,353 \cdot 10^{-5}}{6027 - 1855} \cdot \frac{\sqrt{0,0015}}{\frac{9,22}{0,440}} \cdot \frac{1}{0,440}}$$

$$d_{ta} = 5,18 \cdot 10^{-7} m = 0,5184 \mu m$$

$$d_{ti} = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta}{\rho_p - \rho_f} \cdot \frac{\sqrt{c_2}}{\omega} \cdot \frac{1}{r_i}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 0,353 \cdot 10^{-5}}{6027 - 1855} \cdot \frac{\sqrt{0,0015}}{\frac{9,22}{0,440}} \cdot \frac{1}{0,185}}$$

$$d_{ti} = 1,233 \cdot 10^{-6} m = 1,233 \mu m$$

## 2.7 Ergebnis der Berechnung des Sichterrades

Aufgrund der sehr geringen Senkenstärke  $c_2$  von  $0,0015 m^2/s$  herrschen am Sichterrad so gut wie keine Radialgeschwindigkeiten. Wie aus der Berechnung hervorgeht, werden Partikel die eine Korngröße von über  $1,233 \mu m$  aufweisen nicht mehr als Feingut ausgetragen, sondern werden wie die Mahlkugeln als Grobgut abgeschieden. In der Praxis gelangen diese Partikel aber trotzdem aufgrund des kontinuierlich nachströmenden Volumenstromes durch den Produktauslauf der Kugelmühle.

Eine Modifikation des Sichters ist in der Praxis nahezu ein Ding der Unmöglichkeit. Rein wirtschaftlich gesehen würde sich die Kosten-/Nutzenrechnung nicht rentieren, da ein kompletter Auseinanderbau der einzelnen Mahlbehälter nötig wäre um zum Sieb zu gelangen. Dies wäre nur mithilfe mehrerer Fachkräfte und unter enormen Zeitaufwand (einer Woche) machbar (Personalkosten, lange Stillstandszeiten und Produktionsausfall entstehen).

Eine Erhöhung des Volumenstromes würde eine neue Pumpe sowie eine Neudimensionierung der Rohrleitungen erfordern. (Materialkosten, Personalkosten, Umbau- und Stillstandszeiten, Produktionsausfall)

Dadurch, dass der Sichter mit der Rührwelle fix verbunden ist, ist auch keine unabhängige Drehzahlregelung möglich.

Zusammenfassend ist eine Änderung der Geometrie des Sichter räumlich begrenzt, sowie die Parameter des Volumenstroms und der Drehzahl nicht veränderbar. Das heißt, es muss nach einer anderen Lösung zur Verhinderung des Mahlkugelverlustes gesucht werden. In Frage kommt nur ein Apparat der nach dem Prinzip der kontinuierlichen mechanischen Trennung funktioniert.

### 3. Mechanische Trennprozesse

Die mechanischen Trennprozesse lassen sich nach Karl Schwister [7] in vier verschiedene Arten gliedern:

Die **Klassierprozesse** dienen zur Trennung von festen Teilchenkollektiven nach Feinheitsmerkmalen wie die Korngröße oder die Sinkgeschwindigkeit.

Die **Sortierprozesse** trennen feste Teilchenkollektive nach Partikeleigenschaften wie Dichte, Farbe, Form oder der Zusammensetzung.

Das **Fest- Flüssig- Trennverfahren** trennt disperse und feste Partikel aus einer flüssigen Phase.

Das **Fest- Gasförmig- Trennverfahren** trennt disperse und feste Partikel wie Staub aus Gasen.

Bei der Mahlkuglabtrennung aus der Suspension handelt es sich um eine Fest- Flüssig Trennung. Im nächsten Kapitel werden die physikalischen Grundlagen der Fest-/Flüssig Trennung genauer behandelt.

#### 3.1 Fest-Flüssig-Trennen

##### 3.1.1 Klärung wichtiger Begriffe

Die Bezeichnungen Suspension, Trübe, Aufschlammung, Schlamm, Klären, Entwässern, Entfeuchten, Eindicken und Auspressen [1] sind für dieses Zweiphasensystem üblich.

Unter **Klären** versteht man die Gewinnung der reinen Flüssigkeit. Sie ist das Hauptprodukt, die abgeschiedenen Feststoffe sind der Abfall.

Das **Entwässern** bzw. das **Entfeuchten** hat die Aufgabe einen Feststoff mit möglichst geringem Flüssigkeitsgehalts zu erzeugen. Hier ist die Flüssigkeit als der unerwünschte Anteil anzusehen und zu entfernen.

Die Anreicherung des Feststoffs in einer Suspension durch Flüssigkeitsentzug nennt man **Eindicken**. Das Eindicken ist ein häufiger Zwischenschritt beim Klären oder beim Entwässern.

Die Verringerung des Restflüssigkeitsgehalts in porösen Stoffen nennt man **Auspressen**.

### 3.1.2 Das Verfahren

Unter dem Fest- Flüssig- Trennverfahren versteht man eine Trennung zwischen dispersem Feststoff und Flüssigkeit durch eine Abscheidung. In der nachfolgenden Übersicht werden die Trennprinzipien der Fest- Flüssig- Trennung dargestellt.

Vorgang	Kräfte-Erzeugung	Beispiele
Sedimentieren	Schwerkraftfeld Magnetfeld Fliehkraftfeld	Absetzbecken Sortierverfahren Absetz-Zentrifugen
Filtrieren	Schwerkraftfeld Überdruck Unterdruck Fliehkraftfeld	Bunkerentwässerung Druckfilter Saugfilter Filter-Zentrifugen
Auspressen	Schwerkraftfeld Überdruck im Fluid Zwangsverformung Fliehkraftfeld	Kuchen bzw. Schlamm- kompression

*Tabelle 3/1: Physikalische Prinzipien der Fest-Flüssig-Trennung [1]*

Beim **Sedimentieren** (Abbildung 3/1) wirkt eine Massenkraft auf den Feststoff in einer Richtung, die nicht mit der Bewegungsrichtung der Flüssigkeit übereinstimmt. So kann man den Transport und die Anreicherung der Phasen an unterschiedlichen Stellen des Trennapparats möglich machen. Ob das Schwerkraftfeld, das Fliehkraftfeld oder ein Magnetfeld benutzt werden macht keinen Unterschied. Jedoch sind die Größe der wirkenden Kräfte und die Ausführungsformen der Maschinen sehr unterschiedlich.

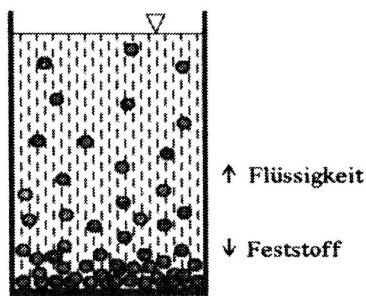


Abbildung 3/1: Absetzen im Schwerkraftfeld [1]

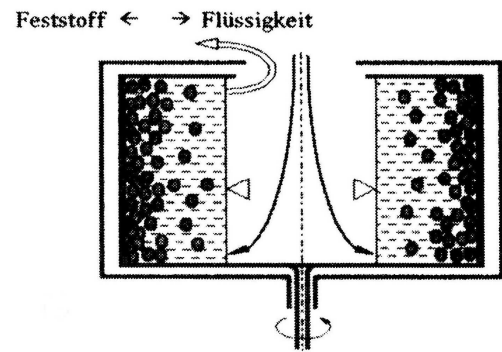


Abbildung 3/2: Absetzen im Fliehkraftfeld [1]

Beim **Filtrieren** wird der Feststoff mit Hilfe eines Filtermittels aus der Suspension zurückgehalten. Beim Filtermittel kann es sich um ein Sieb, ein Tuch oder Ähnliches handeln. Wichtig ist, dass es für die Flüssigkeit möglichst durchlässig ist und die Durchströmung des Feststoffes verhindert. Dies kann auf unterschiedliche Weise passieren: Durch die Schwerkraft (Abbildung 3/3), durch einen Druckfilter (Abbildung 3/4), durch einen Saugfilter (Abbildung 3/5) oder durch zentrifugieren (Abbildung 3/6). Der Unterschied besteht lediglich in den technischen Ausführungen der Maschinen.

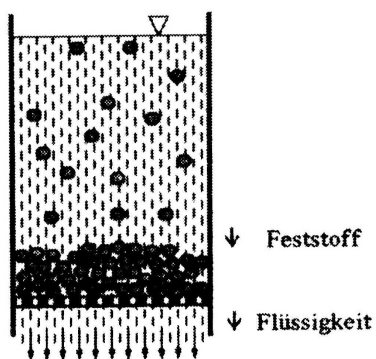


Abbildung 3/3: Filtrieren im Schwerkraftfeld [1]

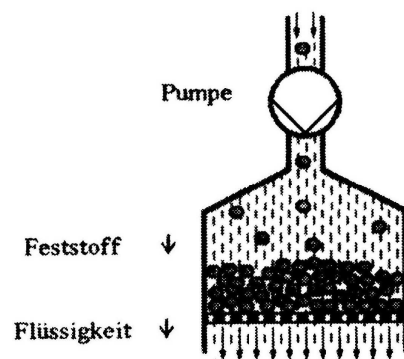


Abbildung 3/4: Druckfiltration [1]

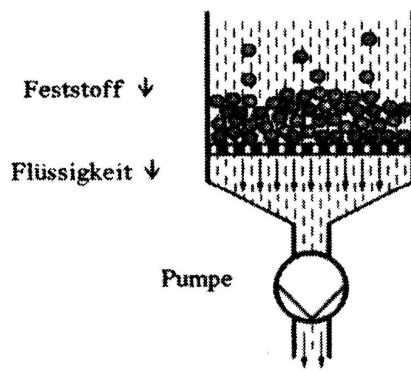


Abbildung 3/5: Saugfiltration [1]

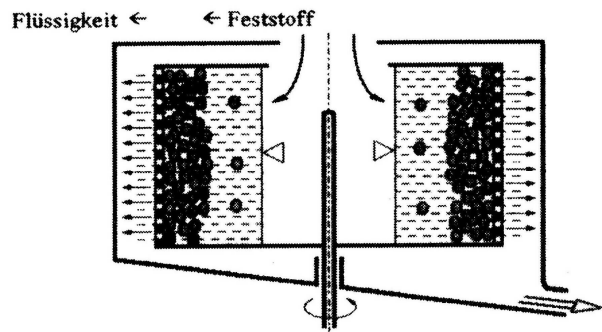


Abbildung 3/6: Filtrieren im Fliehkraftfeld [1]

Unter **Auspressen** versteht man die Verkleinerung des Zwischenraumvolumens in der Feststoffschicht. Die abgesetzten Feststoffe, die Sedimente, verdichten sich unter der Wirkung des jeweiligen Kraftfeldes weiter. Dadurch wird die Zwischenraumflüssigkeit verdrängt.

Die gezwungene Volumenverringerung durch äußere Kräfte erfolgt in Pressen (Kolbenpressen, Abbildung 3/7), zwischen Walzen (Bandpressen, Abbildung 3/8) oder durch Vibrationen, also Schwingungsbeschleunigungen.

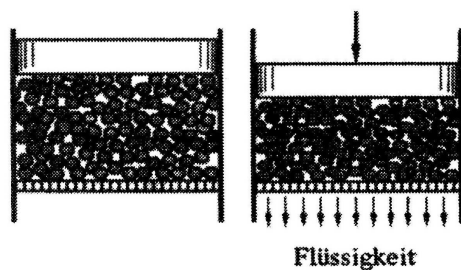


Abbildung 3/7: Auspressen mit Kolben und Zylinder [1]

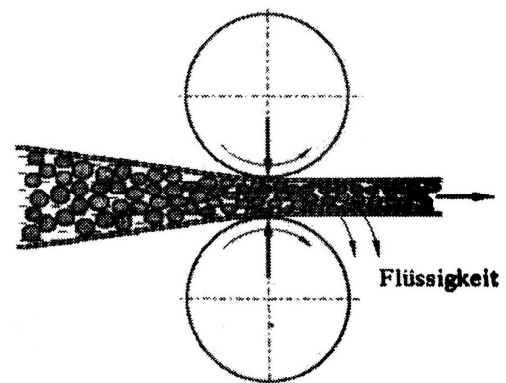


Abbildung 3/8: Auspressen zwischen Walzen und perforierten Bändern [1]

In der Praxis kommen die Vorgänge nicht so getrennt vor. Beim Filtrieren ist immer eine Sedimentation dabei, sie ist aber dabei nicht immer von Bedeutung. Beim Zentrifugieren kommt eine Kombination aus Filtrieren und Auspressen vor. Man kann sich dies wie bei der Wäscheschleuder als Trockenschleudern vorstellen.

## **3.2 Auswahl eines geeigneten Trennverfahrens**

Da die Rührwerkskugelmühle kontinuierlich betrieben wird, scheidet eine statische Filtration von vorne herein aus. Es müsste der Produktvolumenstrom gestoppt werden, und der Filter geöffnet werden, um die Mahlkugeln von der Siebfläche entfernen zu können. Aufgrund der hohen Feststoffkonzentration des  $\text{CaCO}_3$ -Slurrys von 78% und einer Temperatur von  $60^\circ\text{C}$  kann nicht ausgeschlossen werden, dass der Volumenstrom eindickt und eine Verstopfung des Siebes zur Folge hätte. Versuche mit einem kontinuierlich arbeitenden Rotationsdruckfilter wurden bereits durchgeführt, jedoch verursachten die harten Mahlkugeln einen enormen Verschleiß des Siebkorbes, sodass sich diese Lösung aufgrund der kurzen Lebensdauer und des hohen Preises des Siebkorbes wirtschaftlich nicht rechnete.

Beim Auspressen steht der reine Flüssigkeitsgewinn im Vordergrund. Wie beim Filtrieren arbeitet diese Trennmethode diskontinuierlich und ist daher zur Mahlkugelabscheidung nicht geeignet. Da die Mahlkugeln einen großen Dichteunterschied gegenüber dem Produkt-Slurry aufweisen, ist ein Sedimentationsverfahren am ehesten zur Lösung des Problems geeignet. Da die Mahlkugeln nicht magnetisch sind, kann eine Sedimentation im Magnetfeld im Vorhinein ausgeschlossen werden.

## **3.3 Sedimentation im Schwerkraftfeld**

Die zwei Hauptaufgaben der Sedimentation im Schwerkraftfeld sind das Klären und das Eindicken. Das Klären erfolgt kontinuierlich im Absetzbecken. Durch den hohen Feststoffgehalt des  $\text{CaCO}_3$  Produkt-Slurrys würden sich neben den Mahlkugeln auch Calciumcarbonat Partikel am Boden des Absetzbeckens ansammeln, und es würde eher eine Trennung zwischen diesen Partikeln und der Flüssigkeit stattfinden, was aber nicht gewollt ist. Gleiches gilt für das Rundbecken.

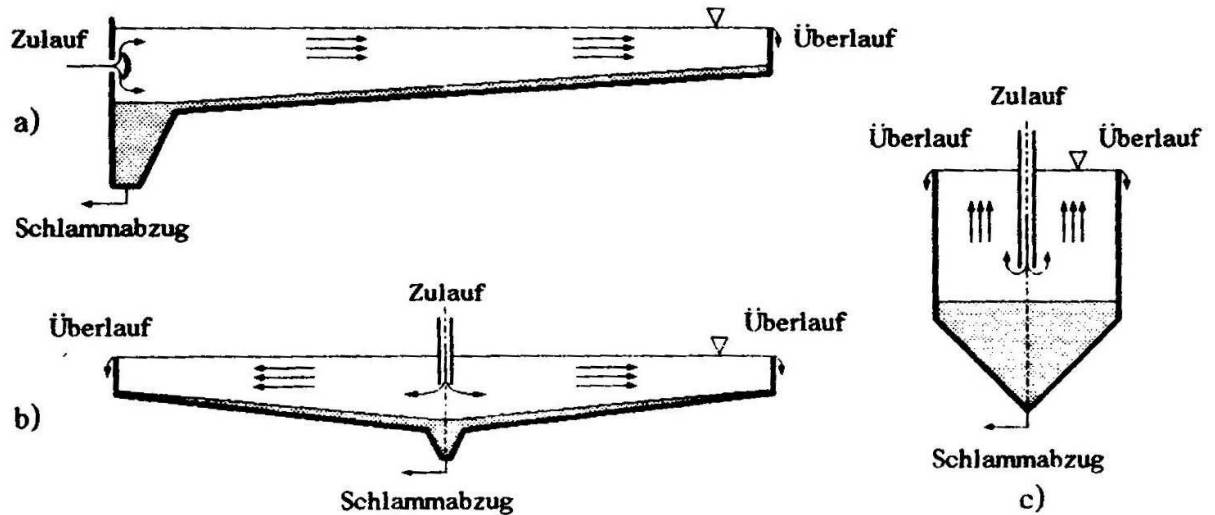


Abbildung 3/9: Grundformen und Durchströmung der Absetzbecken  
 a) Längsbecken, b) großes Rundbecken, c) kleines Rundbecken [1]

### 3.4 Sedimentation im Fliehkraftfeld

Eine Sedimentation im Fliehkraftfeld kann durch **Zentrifugen** oder **Hydrozyklone** erzielt werden. Man unterscheidet je nach Art der Zentrifugen in Sedimentations- und Filterzentrifugen [8].

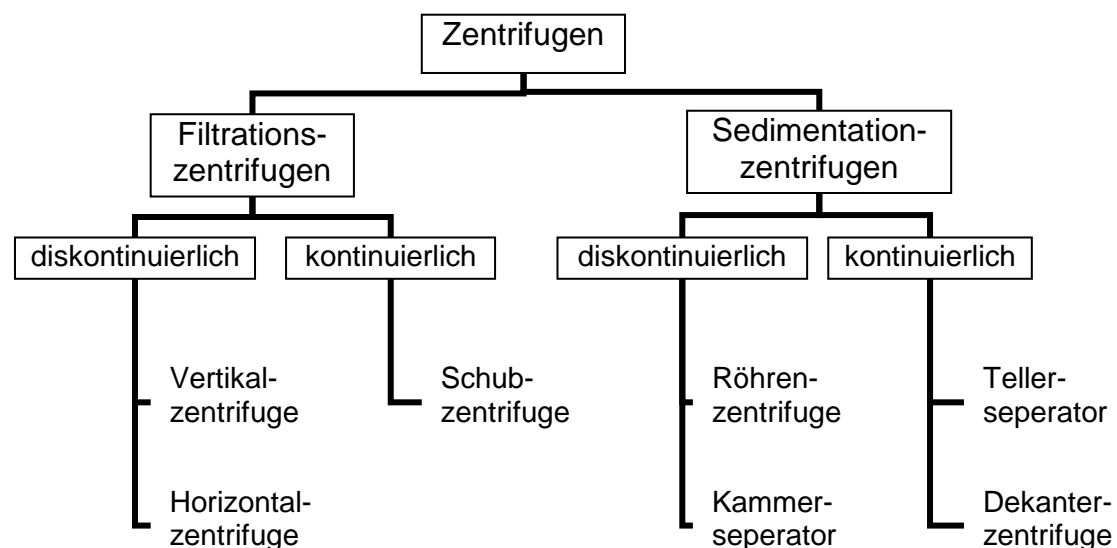


Abbildung 3/10: Zentrifugen Grundtypen [8]



### 3.4.1 Schubzentrifuge

Eine kontinuierlich arbeitende Filtrationszentrifuge ist die **Schubzentrifuge** [9]. Zur Anwendung kommt die Schubzentrifuge hauptsächlich bei der Entwässerung von Schlämmen. Dabei bleiben die Feststoffpartikel als Filterkuchen auf einem Zylindersieb zurück. Durch eine oszillierende Bewegung des Schubbodens wird der Filterkuchen schrittweise in die Richtung zum Feststoffprodukt- Auslass befördert.

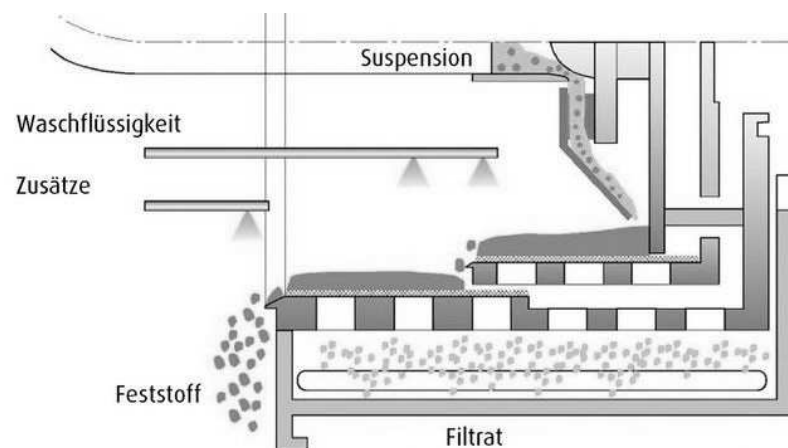


Abbildung 3/11: Arbeitsweise einer Schubzentrifuge [9]

### 3.4.2 Tellerseparatoren

Tellerseparatoren werden dazu verwendet, ein oder zwei Flüssigphasen in einem gleichmäßigen Vorgang mit sehr großen Zentrifugalkräften zu trennen. Durch die Entwicklung der Zentrifugalkräfte werden die festen Stoffe mit der größeren Dichte an die Außenwand der rotierenden Trommel gepresst, und die flüssigen Phasen mit der kleineren Dichte werden in der Mitte der Trommel in Schichten angesammelt. Der Abschnitt, in dem die beiden Phasen zusammentreffen, wird „Trennzone“ genannt und kann gut verändert werden, so dass die beste Effizienz des Trennvorgangs erreicht werden kann.

Durch Einsetzen spezieller Teller (dem „Tellersatz“) wird die Oberfläche, auf der sich die verschiedenen Phasen absetzen können, vergrößert, was zu einer erheblichen Beschleunigung des Trennvorgangs führt. Die Anordnung, Form und Aufbau der Scheiben ist variabel, so dass sich viele sedimentierbare Feststoffe in Tellerseparationen kontinuierlich von einer oder auch zwei Feststoffen trennen lassen können.

Je nach Bauart kann die Feststoffphase kontinuierlich, diskontinuierlich oder manuell entleert werden.

Die geklärte Flüssigphase bzw. die geklärten Flüssigphasen fließen näher zur Drehachse in den/die Auslauf/Ausläufe an der Oberseite der Trommel und werden dann in voneinander getrennte Kammern abgeführt. Die bereits abgetrennten, flüssigen Phasen fließen ohne Druck oder mit einer Schälscheibe, einer eigenen Pumpe aus der Trommel. Damit eine Querkontamination vermieden wird, kann man die Kammern auch verschließen.

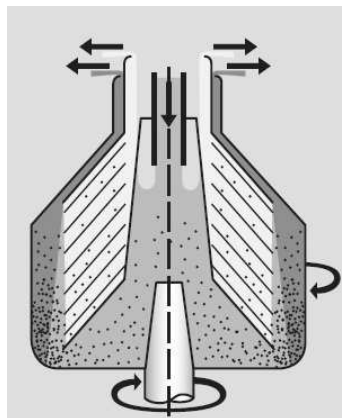


Abbildung 3/12: Tellerseparator [10]

### 3.4.3 Dekanter

Der Rotor einer Dekanterzentrifuge besteht nach Stieß [1] aus einem zylindrischen und einem konischen Teil. Im zylindrischen Teil findet die Sedimentation statt. Durch eine sich relativ zum Rotor drehende Transportschnecke wird der abgesetzte Feststoff in Konusrichtung über das Flüssigkeitsniveau hinaus befördert. Der Austrag erfolgt am Ende des Konus. Die geklärte Flüssigkeit verlässt den Dekanter auf der anderen Seite des Rotors durch eine Überlaufkante.

Aufgrund dieser Arbeitsweise lässt einen kontinuierlichen Betrieb verwirklichen.

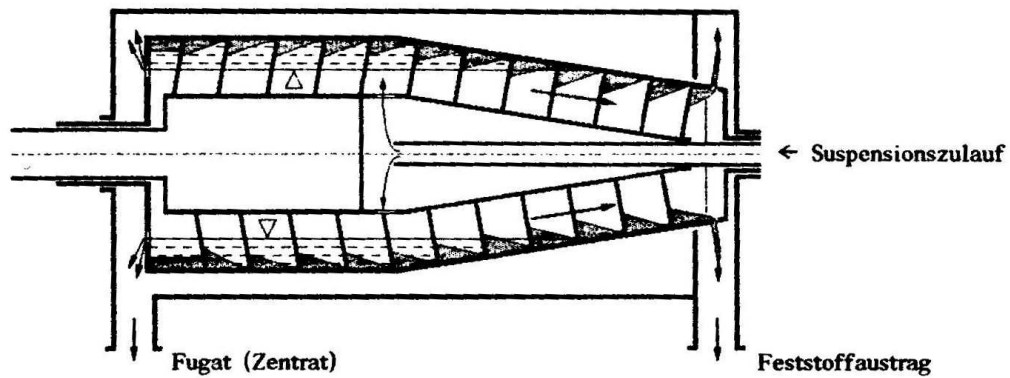


Abbildung 3/13: Dekanterzentrifuge [1]

### 3.4.4 Hydrozyklon

Ein Hydrozyklon ist im physikalischen Sinn ein kontinuierlicher Fliehkraftabscheider für Fest- Flüssiggemische [1]. Das heißt, dass Hydrozyklone Partikeln aus Flüssigkeiten im Zentrifugalfeld abtrennen. Dies ist ebenfalls die Aufgabe einer Zentrifuge. Der schwere Feststoff (Mahlkugeln) wird am Unterlauf angereichert, am Oberlauf werden die reine Flüssigkeit bzw. die feineren Partikeln ausgeschieden. Es kommt also auf das Stoffsystem und die Betriebsweise an, ob eine Anreicherung (Aufkonzentrierung), Abreicherung (Verdünnung), Klassierung oder Abscheidung erzielt wird. Es gibt keine bewegten Teile, da die Drehströmung im Hydrozyklon nur durch eine Umlenkung des Flüssigkeitsstroms erzeugt wird. Das ist für die Betriebssicherheit und den Bau der Maschinen von sehr großem Vorteil. Die benötigte Energie wird aus der kinetischen und potentiellen Energie des Flüssigkeitsstroms abgedeckt und spiegelt sich als Druckverlust.

## **4. Festlegung des Trennverfahrens zur Mahlkugelabscheidung**

Aufgrund der vielen Vorteile gegenüber den Zentrifugen und einer kontinuierlichen Betriebsweise fiel die Entscheidung, einen Hydrozyklon als Apparat zur Mahlkugelabscheidung zu entwickeln.

### **4.1 Vorteile eines Hydrozyklons gegenüber Zentrifugen:**

- geringer Raumbedarf
- große Produktdurchsätze möglich
- einfach in der Fertigung
- keine bewegten Teile
- kostengünstiger als Zentrifugen
- Energiebedarf wesentlich geringer, da kein Motor benötigt wird
- verschleissarm
- wartungsarm

### **4.2 Grundlagen zur Auslegung und Berechnung eines Hydrozyklons**

Die nachfolgende Abbildung (Abbildung 4/1 und 4/2) zeigt den Aufbau eines Hydrozyklons. Man erkennt, dass der Strömungsverlauf dem des Gaszyklons ähnelt, jedoch charakteristische Unterschiede aufweist.

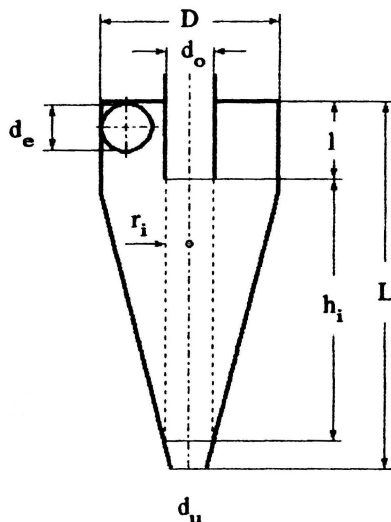


Abbildung 4/1: Maßbezeichnung eines Hydrozyklons [1]

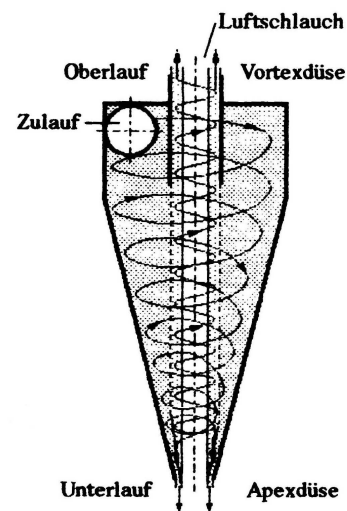


Abbildung 4/2: Benennungen und Strömungsverlauf im Hydrozyklon [1]

Die Trübe (bei einer Trübe spricht man von einer feinen Suspension mit einem Feststoffgehalt von ca. 300 g/l) läuft durch einen rechteckigen oder kreisrunden Einlaufkanal, der als Index „e“ bezeichnet wird, tangential in den Zylinderförmigen Teil des Zyklons ein. Daraus resultiert eine Drallströmung, die die schweren Partikel zur Wand hin bewegen lässt. Die mit Feststoff angereicherte Trübe dringt in spiralförmigen Bewegungen in Wandnähe durch den Konus nach unten. Im Gegensatz zum Gaszyklon wird der Feststoff als Unterlauf, auch als Index „u“ bezeichnet, kontinuierlich durch die Apexdüse ausgetragen. Im Innenwirbel strömt der größere Anteil der Flüssigkeit nach oben und scheidet als geklärte Flüssigkeit oder als verdünnte Feingut- Suspension, auch Oberlauf oder Index „o“ genannt, durch die Vortexdüse (Tauchrohr) aus. Im Kern der Strömung entsteht ein Luftschlauch, sodass die Flüssigkeit dort auf eine freie Oberfläche trifft. Man spricht hier von einer hochturbulenten Drallströmung, die durch einen Starrkörperwirbel im Inneren und einen Potentialwirbel im Äußeren nur grob beschrieben wird. Nichts desto trotz treffen die Geschwindigkeitsprofile des Gaszyklons im Prinzip auch hier zu. Die Umfangsgeschwindigkeit  $v_\varphi$  steigt mit dem Radius an. Diese ist für die Zentrifugalkraft maßgeblich. Sie hat ihre Maximalgeschwindigkeit in etwa beim  $r_i = d_o / 2$  erreicht, und sinkt im Anschluss nach einer Hyperbelfunktion ab.

$$V_\varphi \begin{cases} \sim r & \text{im Kern } r < r_i \\ \sim r^{-n} \text{ (} n \approx 0,5 \dots 0,9 \text{)} & \text{im Außenbereich } r > r_i \end{cases}$$

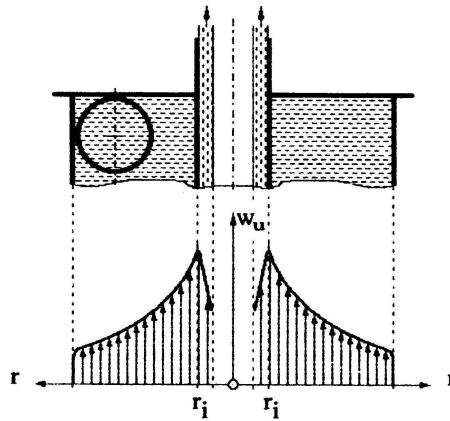


Abbildung 4/3: Umfangsgeschwindigkeitsprofil im Hydrozyklon [1]

Die nach innen gerichtete radiale Geschwindigkeitskomponente

$$v_{ri} = \frac{\dot{V}_o}{2 \pi r_i h_i} \quad (4.1)$$

bewirkt die Mitnahme von Partikeln in das Innere und zum Oberlauf hin. In obigen Abbildung 4/3 kann mit die gestrichelt gezeichnete Zylindermantelfläche

$$A_i = 2 \pi r_i h_i \quad (4.2)$$

erkennen.

Es gibt unzählige Möglichkeiten für die Berechnung des Hydrozyklons, die man in sieben verschiedene Kategorien einteilen kann. Meist sind sie nur beschränkt gültig, da die empirisch ermittelten Daten immer eine Rolle spielen. Die nun angeführten Angaben beschränken sich auf die so genannte Dünnstromklassierung mit einer Volumenkonzentration  $c_v$  von weniger als zehn Prozent.

Einige qualitative Aussagen zur Berechnung der Trennkorngröße liefert die Betrachtung von Trawinski [1]:

Abgeschieden werden danach Partikel, deren Sinkgeschwindigkeit  $w_{fz}$  im Zentrifugalfeld größer ist als die nach innen gerichtete mittlere Radialgeschwindigkeit  $v_{ri}$ .

Für die Trennkorngröße  $x_t$  hier als Stokesdurchmesser  $d_{St,t}$  (der „Stokesdurchmesser“ wird für unregelmäßig geformte Partikel verwendet, man spricht vom Sinkgeschwindigkeits –

Äquivalentdurchmesser (= Durchmesser einer Kugel die sehr ähnlicher Eigenschaften wie Volumen, Oberfläche, Projektionsfläche und -umfang besitzt wie das unregelmäßige Partikel) im Bereich der zähen Partikelströmung -> Stokes Bereich,  $Re_d < ca. 0,25$ ) gilt also die Gleichheit dieser Geschwindigkeiten:

$$w_{fz} = v_{ri}. \quad (4.3)$$

Formal entspricht das auch der Gleichheit zwischen Oberflächenbelastung und Absetzgeschwindigkeit. Mit

$$w_{fz} = \frac{\Delta\rho}{18\eta} d_{St,t}^2 \cdot r_i \omega^2 \quad (4.4)$$

und den Gleichungen (4.3) und (4.1) ergibt sich zunächst

$$d_{St,t}^2 = \frac{18\eta}{\Delta\rho} \cdot \frac{\dot{V}_o}{2\pi r_i^2 \omega^2 h_i} \quad (4.5)$$

Der Oberlaufvolumenstrom  $\dot{V}_o$  sei dem Gesamtvolumenstrom  $\dot{V}_A$  proportional und für diesen macht Trawinski die Annahme

$$\dot{V}_A \sim d_e \cdot d_o \cdot \sqrt{\Delta\rho / \rho} \sim \dot{V}_o \quad (4.6)$$

Hintergrund dieser Annahme ist die Vorstellung, dass der Hydrozyklon bezüglich des Druckverlustes wie ein Rohr mit dem mittleren Durchmesser  $\sqrt{d_e \cdot d_o}$  anzusehen sei. Setzt man jetzt noch die Proportionalitäten  $d_e \cdot d_o \sim D^2$  und  $h_i \sim L$  voraus, bekommt man

$$d_{St,t} \sim \sqrt{\frac{18\eta}{\Delta\rho}} \cdot \sqrt{\frac{D}{L}} \cdot \sqrt{\frac{D}{\Delta\rho / \rho}} \quad (4.7)$$

Daran sieht man, dass  $d_{St,t}$  umso kleiner, die Trennung also umso besser, je kleiner der Zyklondurchmesser und je schlanker der Zyklon ist. Der Druckunterschied, mit dem der Zyklon beaufschlagt wird, hat demgegenüber einen nur sehr schwachen Einfluss. Der erste

Faktor, an dem bei gegebenem Stoffsystem nichts zu ändern ist, steht als charakteristische Stoffwertkombination in allen Sedimentationsgleichungen, wenn nur die Stokes-Bedingung [1] zäher Partikelströmung erfüllt ist. Eine ähnliche Beziehung für die Mediantrenngrenze  $d_T$ , die noch den Einfluss des Volumenstromverhältnisses  $\dot{V}_o / \dot{V}_u$  und der Feststoffvolumenkonzentration  $c_v$  berücksichtigt, wird mit Hilfe des Modells der turbulenten Querstromklassierung entwickelt. Sie lautet:

$$d_T = K \cdot \sqrt{\frac{\eta_m}{\Delta \rho}} \cdot \sqrt{\frac{D}{\Delta p / \rho_m}} \cdot \sqrt{\frac{\ln(\dot{V}_o / \dot{V}_u)}{(1 - CV)^{4,65}}} \quad (4.8)$$

K ist darin eine für den Zyklontyp spezifische Anpassungskonstante mit dem Wert  $K=0,12$ .

Als Stoffwerte  $\rho_m$  und  $\eta_m$  sind hier Dichte und Zähigkeit der Suspension einzusetzen. Die mittlere Suspensionsdichte errechnet sich abhängig von der Volumenkonzentration  $c_v$  nach

$$\rho_m = \rho_s \cdot c_v + \rho_f \cdot (1 - c_v), \quad (4.9)$$

worin  $\rho_s$  bzw.  $\rho_f$  die Feststoff- bzw. Flüssigkeitsdichte sind. Die mittlere Suspensionszähigkeit kann für Konzentrationen bis ca. 30% näherungsweise mit

$$\eta_m = \eta \cdot \left[ 1 + \frac{1,25 \cdot c_v}{1 - c_v / c_{v \max}} \right]^2 \quad (4.10)$$

berechnet werden [1]. Für den Feststoffvolumenanteil  $c_{v \max}$  in der abgesetzten (festgewordenen) Suspension gelten Werte zwischen 0,63 und 0,84. Außer der Trennkorngröße interessieren noch Durchsatz und Druckverlust. Sie sind durch die folgende, der Gleichung (4.1) entsprechende Formel miteinander verknüpft

$$\dot{V} = K_v \cdot d_e \cdot d_o \cdot \sqrt{\Delta p / \rho} \quad (4.11)$$

mit  $K_v \approx 0,33 \dots 0,39$  für längliche Bauarten ( $L/D > \text{ca. } 2$ )



und  $K_V \approx 0,22 \dots 0,28$  für kurze Bauarten.

Für die Aufteilung der Volumenströme in Ober- und Unterlauf sind vor allem natürlich die entsprechenden Durchmesser  $d_o$  bzw.  $d_u$  verantwortlich. Auch hierfür existieren mehrere empirisch angepasste Formeln, z.B. die von Tarjan nach [1].

$$\dot{V}_o / \dot{V}_u \approx 0,91 \cdot (d_o / d_u)^3 \quad (4.12)$$

Für die Dimensionierung von Hydrozyklonen haben Rietema und Bradley laut Stieß bezüglich Trennkorngröße, Durchsatz und Druckverlust die folgenden optimalen Größenverhältnisse ermittelt.

	$d_o / D$	$d_u / D$	$d_e / D$	$L / D$	$(L - h_i) / D$	$L_1 / D$	Konuswinkel
Rietema	0,34	0,20	0,28	5	0,4	-	20°
Bradley	1/5	-	1/7	6,8	1/3	1/2	9°

*Tabelle 4/1: Optimale Größenverhältnisse für Hydrozyklone [1]*

Legende:

$d_o$ ...Durchmesser des Oberlaufes

$d_u$ ...Durchmesser des Unterlaufes

$d_e$ ...Einlaufdurchmesser

$D$ ...Zyklondurchmesser

$L$ ...Länge des Hydrozyklons

$L_1$ ...Länge des Zylindrischen Teiles des Zyklons

$l$ ... [entspricht:  $(L - h_i) / D$ ] ...Tauchrohlänge

### 4.3 Dimensionierung des Hydrozyklons

Aufgrund einer Hydrozyklon-Auslegung nach Stieß [1] wurde die Dimensionierung des Hydrozyklons nach den Größenverhältnissen von Rietema durchgeführt.

Es soll ein Hydrozyklon für einen Suspensionsvolumenstrom von  $\dot{V} = 4,928 \text{ m}^3/\text{h}$  mit einer Feststoffkonzentration von  $c_v = 6,25 \cdot 10^{-8} \% = 6,25 \cdot 10^{-10}$  nach Rietma ausgelegt werden. Der Druckverlust im Hydrozyklon soll ungefähr 0,5 bar betragen. Bekannt sind die Dichten des festen Mediums mit  $\rho_s = 6027 \text{ kg/m}^3$ , und des flüssigen Mediums mit  $\rho_f = 1855 \text{ kg/m}^3$ . Die Viskosität  $\eta$  der Suspension beträgt 0,353 Pas.

Erst werden die mittlere Dichte  $\rho_m$  und die mittlere Viskosität  $\eta_m$  des Stoffes bestimmt. Die mittlere Suspensionsdichte wird abhängig von der Volumenkonzentration  $c_v$  nach

$$\rho_m = \rho_s \cdot c_v + \rho_f \cdot (1 - c_v) \quad (4.13)$$

errechnet, wobei  $\rho_s$  bzw.  $\rho_f$  die Feststoff- bzw. Flüssigkeitsdichte sind.

$$\text{Daraus folgt: } \rho_m = (6027 \cdot 6,25 \cdot 10^{-10} + 1855 \cdot (1 - 6,25 \cdot 10^{-10})) \text{ kg/m}^3 = 1855,00 \text{ kg/m}^3$$

Für den Feststoffvolumenanteil  $c_{v \max}$  in der fest gewordenen Suspension gelten die Werte 0,63 und 0,84. In diesem Fall geht man von einem Feststoffvolumenanteil von  $c_{v \max} = 0,63$  aus.

Die mittlere Viskosität wird wie folgt berechnet:

$$\eta_m = \eta \cdot \left[ 1 + \frac{1,25 \cdot c_v}{1 - c_v / c_{v \max}} \right]^2 = 0,353 \text{ Pas} \cdot \left[ 1 + \frac{1,25 \cdot 6,25 \cdot 10^{-10}}{1 - 6,25 \cdot 10^{-10} / 0,63} \right]^2 = 353 \text{ mPas}$$

Da die Feststoffkonzentrationen derart klein sind, ist  $\eta_m$  nur sehr gering von  $c_{v \max}$  abhängig. Der höhere Wert hätte zu einem fast gleichen Ergebnis geführt. Mit der Annahme, dass  $K_v$  einen Wert von 0,33 aufweist und der Formel  $\dot{V} = K_v \cdot d_e \cdot d_o \cdot \sqrt{\Delta p / \rho}$  kann man als erstes das Produkt  $d_e \cdot d_o$  berechnen.

$$d_e \cdot d_o = \frac{\dot{V}}{0,33 \cdot \sqrt{\Delta p / \rho_m}} = \frac{4,928/3600}{0,33 \cdot \sqrt{0,5 \cdot 10^5 / 1855}} \text{ m}^2 = 7,99 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Daraus folgt:  $d_e / d_o = 0,82$

Man erhält folgende Werte:

$$d_o = 31,15 \text{ mm} \approx \text{gewählt } 32 \text{ mm}$$

$$D = 91,61 \text{ mm} \approx \text{gewählt } 100 \text{ mm}$$

$$d_e = 25,65 \text{ mm} \approx \text{gewählt } 25 \text{ mm}$$

$$d_u = 18,32 \text{ mm} \approx \text{gewählt } 20 \text{ mm}$$

$$L = 458,06 \text{ mm} \approx \text{gewählt } 500 \text{ mm}$$

$$l = 36,64 \text{ mm} \approx \text{gewählt } 40 \text{ mm}$$

$$\text{Winkel} = 20^\circ \approx \text{gewählt } 19^\circ$$

Die Aufteilung der Volumenströme in Ober- und Unterlauf wird von den entsprechenden Durchmessern  $d_o$  und  $d_u$  bestimmt. Es gilt  $\dot{V}_o / \dot{V}_u \approx 3,73$ .

In Betracht der Volumenstrombilanz  $\dot{V} = \dot{V}_o + \dot{V}_u = 4,928 \text{ m}^3 / \text{h}$  ergibt sich

$$\dot{V}_u = \frac{\dot{V}}{1 + \dot{V}_o / \dot{V}_u} = \frac{4,928}{4,73} \text{ m}^3 / \text{h} = 1,04 \text{ m}^3 / \text{h},$$

$$\dot{V}_o = \dot{V} - \dot{V}_u = (4,928 - 1,04) \text{ m}^3 / \text{h} = 3,89 \text{ m}^3 / \text{h}.$$

Den Druckverlust berechnet man aus  $\dot{V} = K_v \cdot d_e \cdot d_o \cdot \sqrt{\Delta p / p}$ .

$$\Delta p = \frac{\rho_m \left( \dot{V} \right)^2}{(K_v \cdot d_e \cdot d_o)^2} = \frac{1855 \cdot (4,928/3600)^2}{(0,33 \cdot 0,025 \cdot 0,032)^2} \text{ Pa} = 0,498 \cdot 10^5 \text{ Pa} = 0,50 \text{ bar}$$

Geht man von einer für den Zyklontyp spezifischen Anpassungskonstante von  $K = 0,12$  aus erhält man die Trennkorngröße

$$d_T = K \sqrt{\frac{\eta_m}{\Delta \rho}} \cdot \frac{\sqrt{D}}{\sqrt[4]{\Delta p / \rho_m}} \cdot \sqrt{\frac{\ln \left( \dot{V}_o / \dot{V}_u \right)}{(1 - c_v)^{4,65}}} =$$

$$0,12 \cdot \left[ \frac{0,353}{4172} \cdot \frac{0,1}{\sqrt{0,5 \cdot 10^5 / 1855}} \cdot \frac{\ln 3,73}{(1 - 6,25 \cdot 10^{-10})^{4,65}} \right]^{1/2} m = 1,758 \cdot 10^{-4} m$$

$$d_T = 175,8 \mu m \sim 0,18 \text{ mm}$$

Eine Trennkorngröße von  $d_T = 175,8 \mu m$  bedeutet, dass alle Partikel die eine Größe von 0,18 mm haben den Hydrozyklon durch den Unterlauf verlassen. Diese Trennkorngröße ist für eine Mahlkugelabscheidung ausreichend.

## 5. Konstruktion des Hydrozyklons

Folgende vier Richtlinien [11] gelten für den Bau eines Hydrozyklons:

### **Einlauf:**

Beim Einlauf sollten jegliche Unebenheiten vermieden werden. Er sollte perfekt tangential erfolgen.

### **Oberfläche:**

Eine glatte Oberfläche ist anzustreben. Je kleiner der Wandreibungsbeiwert  $\lambda$  ist, umso kleiner ist der Druckverlust und umso besser ist die Abscheidung.

### **Werkstoffauswahl:**

Ein Hauptproblem beim Betreiben von Hydrozyklonen ist der Verschleiß, im Besonderen beim Apex und beim Zykloneinlauf. Um den Verschleiß zu minimieren müssen geeignete Werkstoffe, wie Porzellan oder Kunststoff (Polyurethan, Polyamid, Vulkollan u. a.) verwendet werden. Bei manchen Hydrozyklonen ist die Schutzschicht austauschbar.

### **Das Tauchrohr:**

Die Wandstärke soll kleiner als  $1/10$  des Tauchrohrdurchmessers  $d_i$  sein.

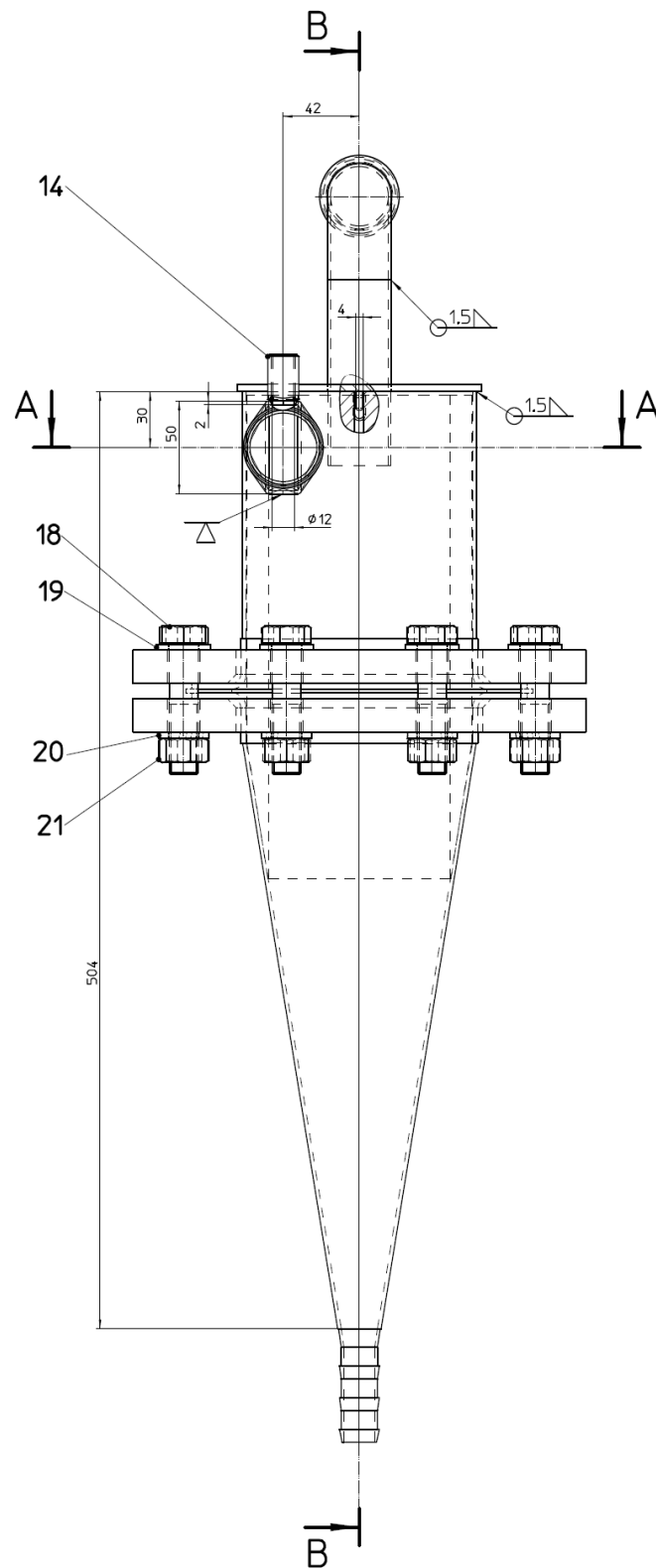


Abbildung 5/1: Hydrozyklon Aufriss

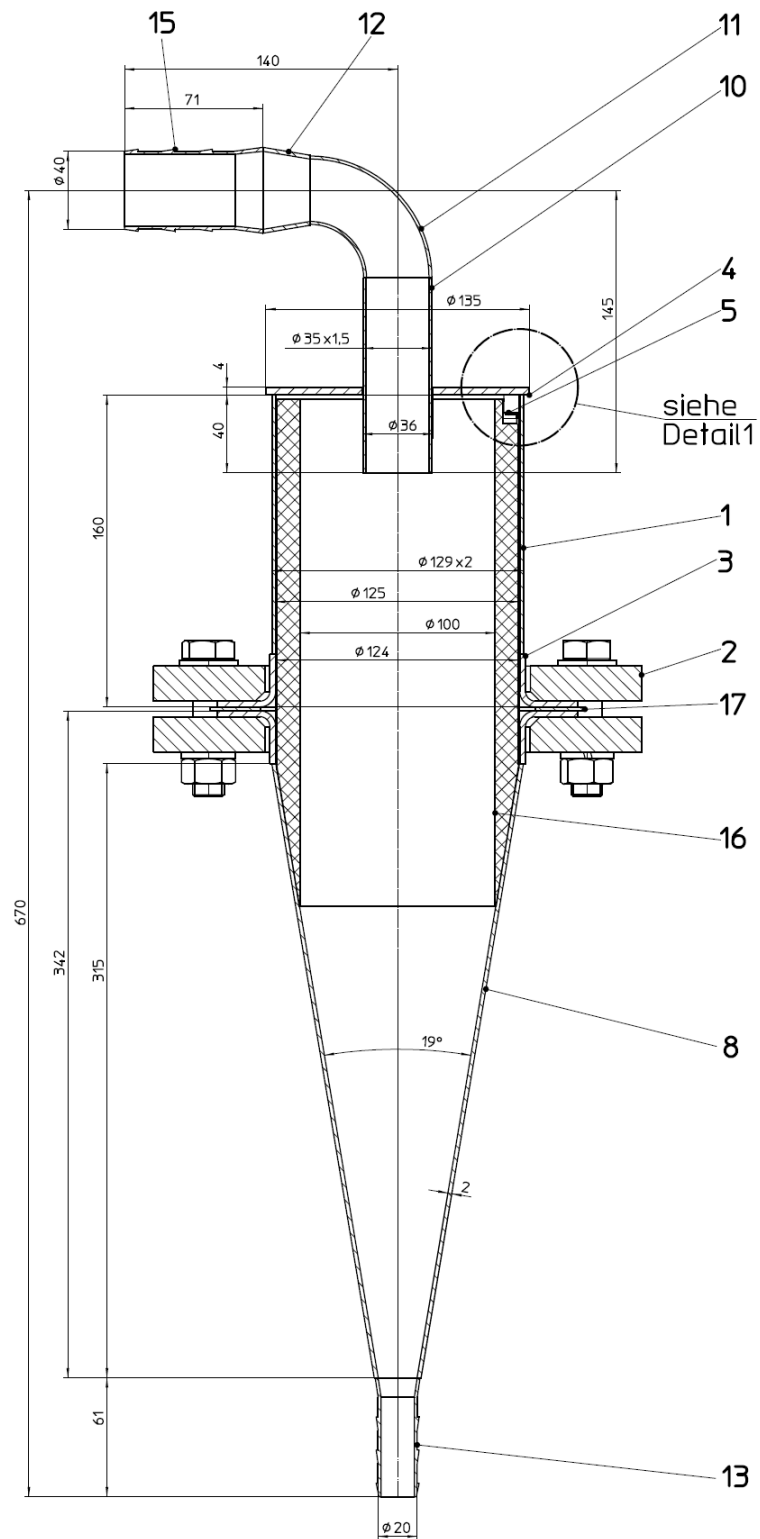


Abbildung 5/2: Hydrozyklon Schnitt B- B

## Detail1

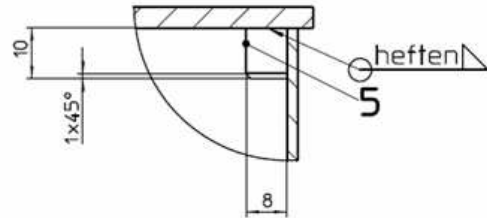


Abbildung 5/3: Hydrozyklon Detail 1

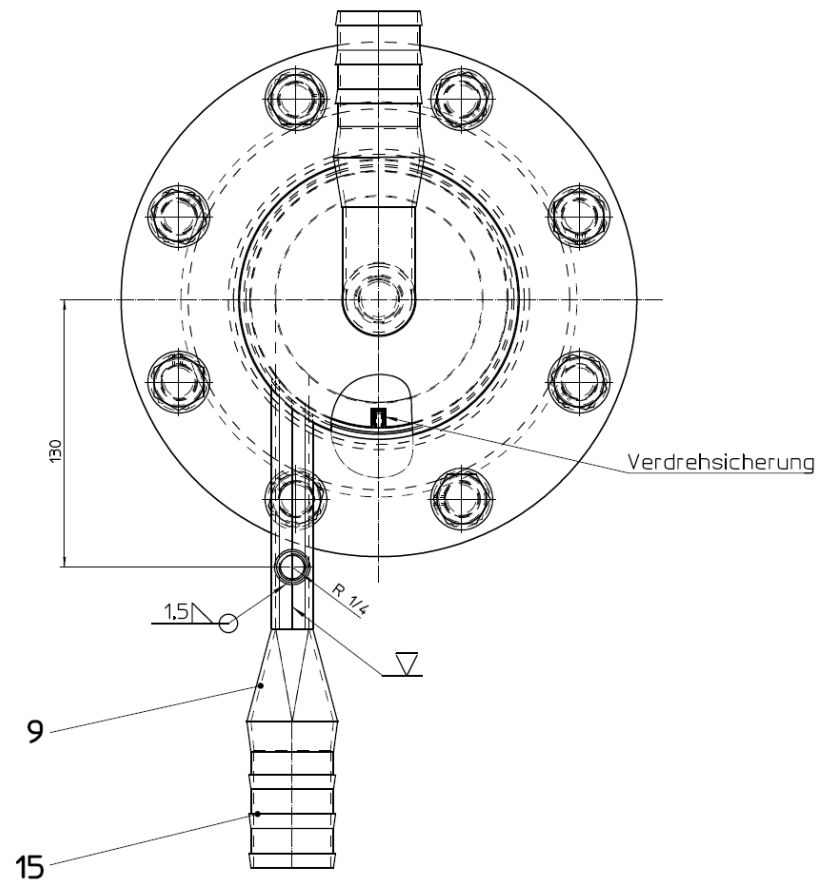


Abbildung 5/4: Hydrozyklon Grundriss



## Schnitt A-A

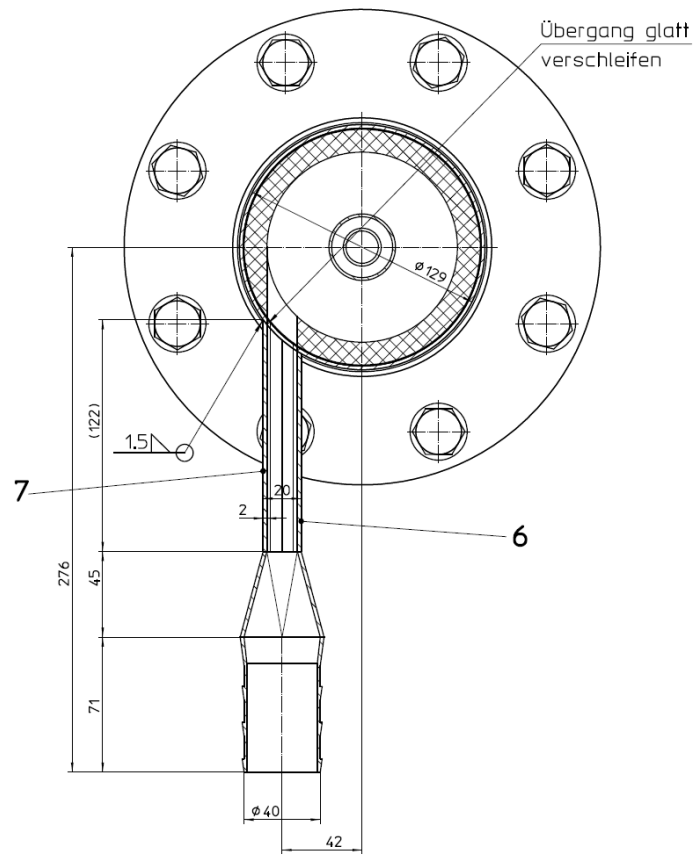


Abbildung 5/5: Hydrozyklon Schnitt A-A

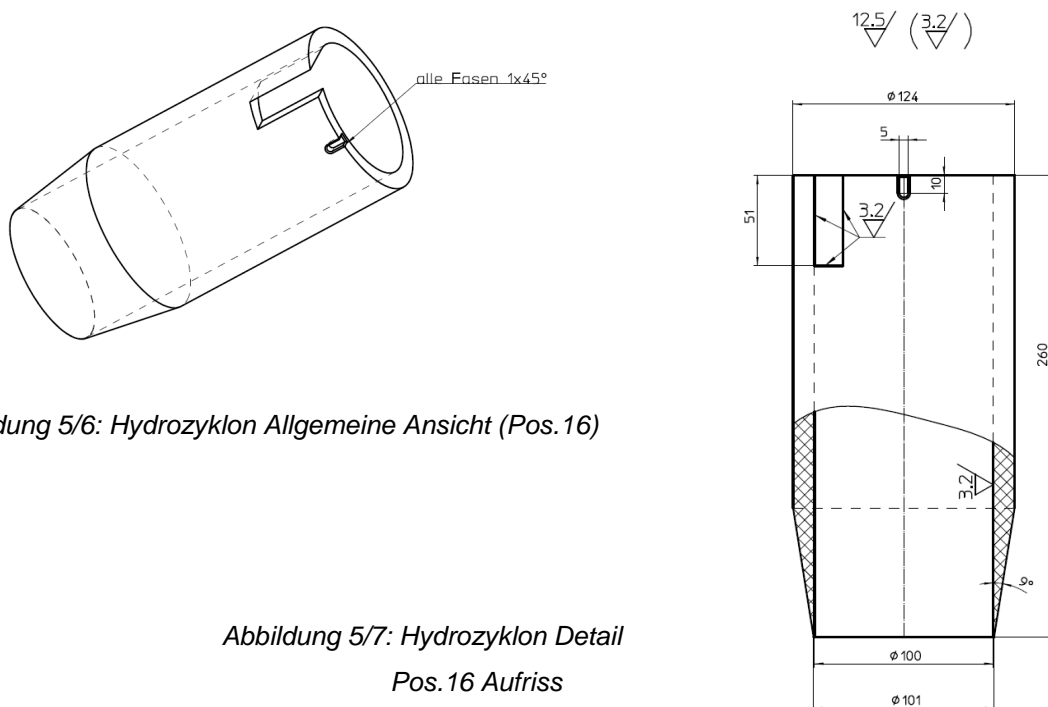


Abbildung 5/6: Hydrozyklon Allgemeine Ansicht (Pos.16)

Abbildung 5/7: Hydrozyklon Detail  
Pos.16 Aufriss

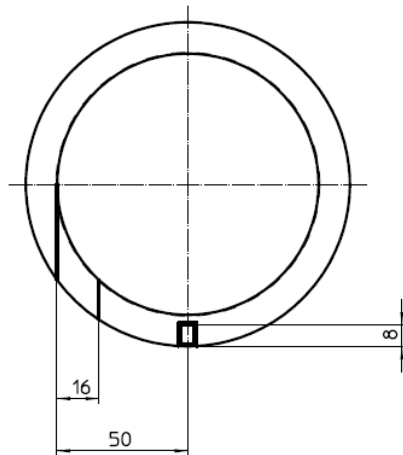


Abbildung 5/8: Hydrozyklon Detail Pos. 16

Grundriss

Detail Pos. 1

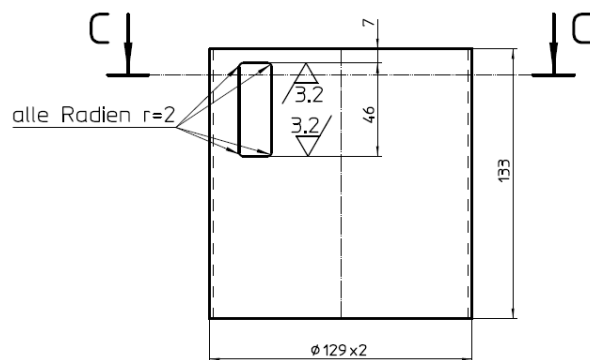
 $\sqrt{\text{3.2}}$ 


Abbildung 5/9: Hydrozyklon Detail

Pos. 1 Aufriss

Schnitt C-C

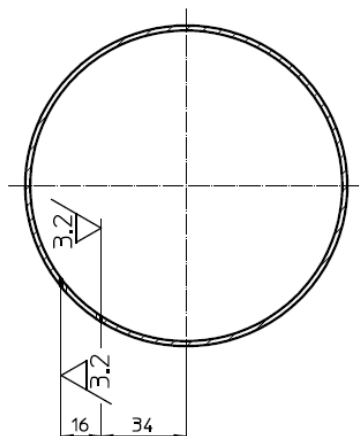


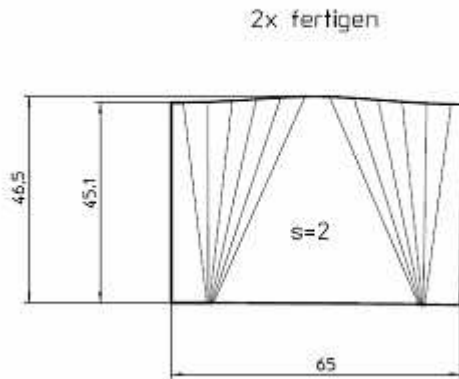
Abbildung 5/10: Hydrozyklon Detail Pos. 1

Schnitt C- C

## Abwicklung Pos.9

Abbildung 5/11: Hydrozyklon

Blechabwicklung Pos.9



### 5.1 Stückliste Hydrozyklon

- Qualitätsanforderung der geschweißten Bauteile nach DIN EN ISO 3834- 3

- Alle Stumpfnähte als I-Nähte ausführen

- Achtung:
- Werkstoff 1.4571
  - die Winkel von 90 Grad genau einhalten
  - Schweißnähte durchgehend ausführen (Hohlräume abdichten)
  - Sämtliche Schweißnähte oberflächenbündig eben verschleifen
  - Alle Grate, scharfe Ecken und Kanten abrunden.



Gewicht:	Datum	Name	Anlage Warehempfänger <b>270007</b>  <b>GAW Graz</b>  <b>INTERN</b>	 technologies GmbH Puchstrasse 76, 8020 Graz-Austria phone.: +43 (0)316/2704-0, Fax: +43 (0)316/273266 www.gaw.at / e-mail: office@gaw.at	
Gezeichnet	2012/07/01	gaw-mw			
Geprüft	2012/07/17	gaw-mw			
Freigegeben					
Gestoppt					
Maßstab	Ort, Projekt:			Projekt Nummer	Material Nummer
1:2	Mahlkugelscheider RKM			I1201006	I1201006-002
Freimaß- toleranzen	Bezeichnung			Entstanden aus	
DIN ISO 2768 m-K EN ISO 13920-B	HYDROZYKLON  ZU MAHLKUGELABSCHIEDUNG			Zeichnungsnummer	Index
 A0				I1201006-WW1.01	•

Abbildung 5/12: Stückliste zu Hydrozyklon

21	8	Sechskantmutter	ISO 4032	M16		A2
20	8	Federring	DN 127			A2
19	8	Scheibe	ISO 7089			A2
18	8	Sechskantschraube mit Schaft	ISO	M16	70	A2-70
17	1	Flachdichtung (Kingersil)	4014	DN 125		C4400
16	1	Hohlstab OGOPAS C6 natur		da 130/d180	260	Polyamid 6
15	2	Schlauchtuelle		d40/NW 40		1,4571
14	1	Muffe		R1/4'	25	1,4571
13	1	Schlauchtuelle		DN 20 /NW 20		1,4571
12	1	Reduktion zentrisch	ISO 1127	DN 32 /DN 40		1,4571
11	1	Rohrbogen 90 Grad	DN EN 10253-2	DN 32/		1,4571
10	1	Rohr	ISO 1127	d35x1,5	103 roh	1,4571
9	1	Blech	DN EN 100008-3	46,5 x2	65	1,4571
8	1	Reduktion zentrisch	ISO 1127	DN125/DN20	315	1,4571
7	1	Blech	DN EN 10088-3	63 x 2	122 roh	1,4571
6	1	Blech	DN EN 10088-3	63 x 2	122 roh	1,4571
5	1	Flachstahl	EN 10058	8 x 4	10	1,4571
4	1	Blech	DN EN 10088-3	d 135	4	1,4571
3	2	Bördel	EN 1092-1	DN 125		1,4571
2	2	Losflansch	EN 1092-1	DN 125		SI-verzinkt
1	1	Rohr	ISO 1127	d 129 x 2	136 roh	1,4571
Pos.Nr.	Stück	Bezeichnung	Norm	Abmessungen	Länge	Werkstoff

Tabelle 5/1:Stückliste zu Hydrozyklon

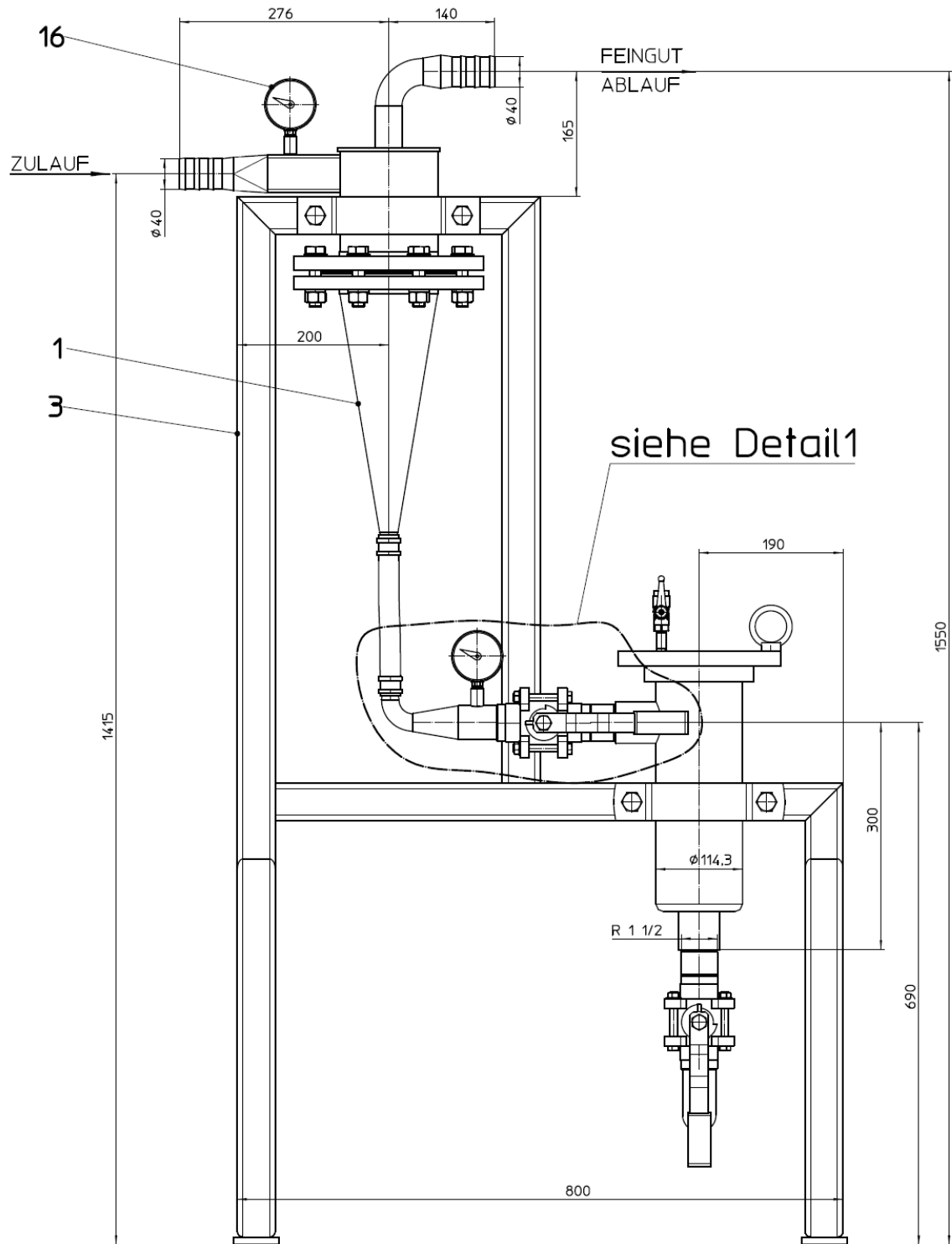


Abbildung 5/13: Mahlkugelabscheidung Aufriss

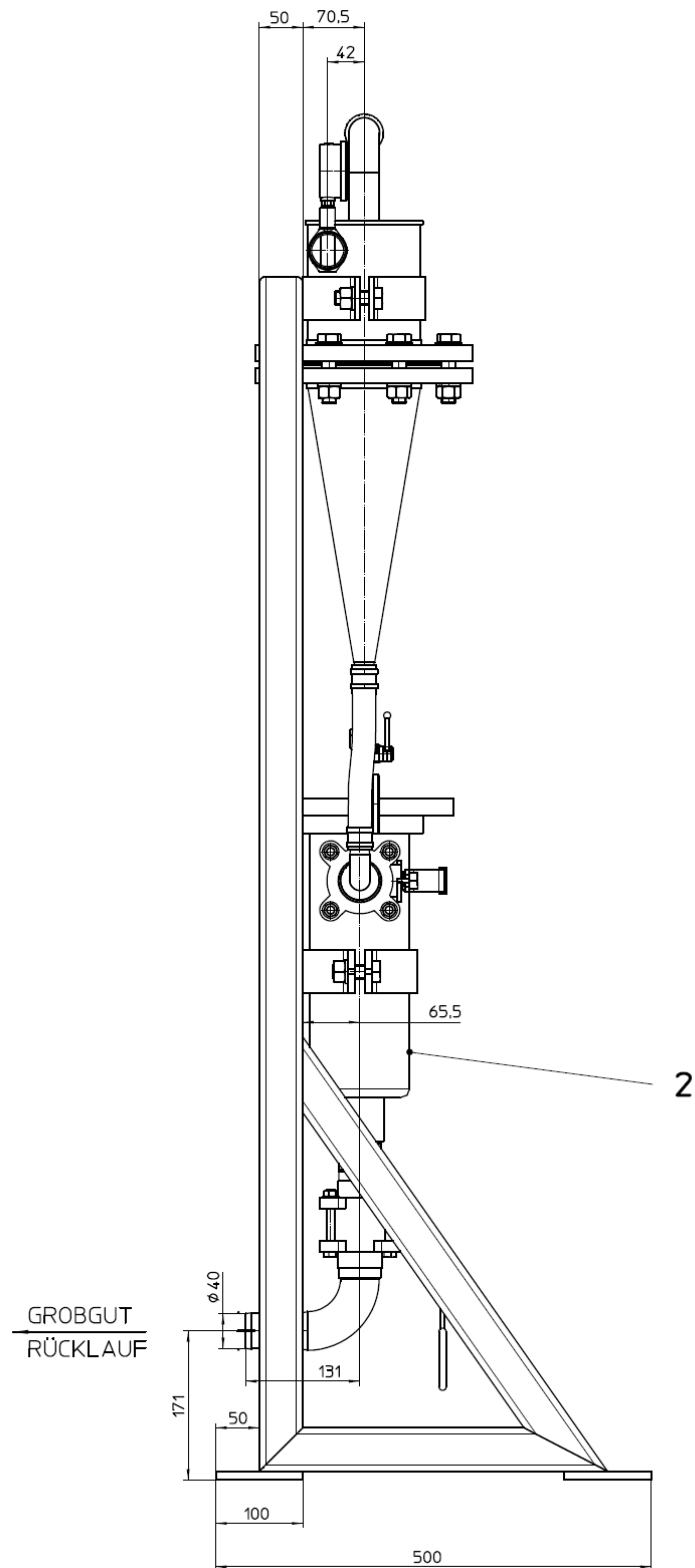


Abbildung 5/14: Mahl­kug­labschei­dung Sei­ten­riss

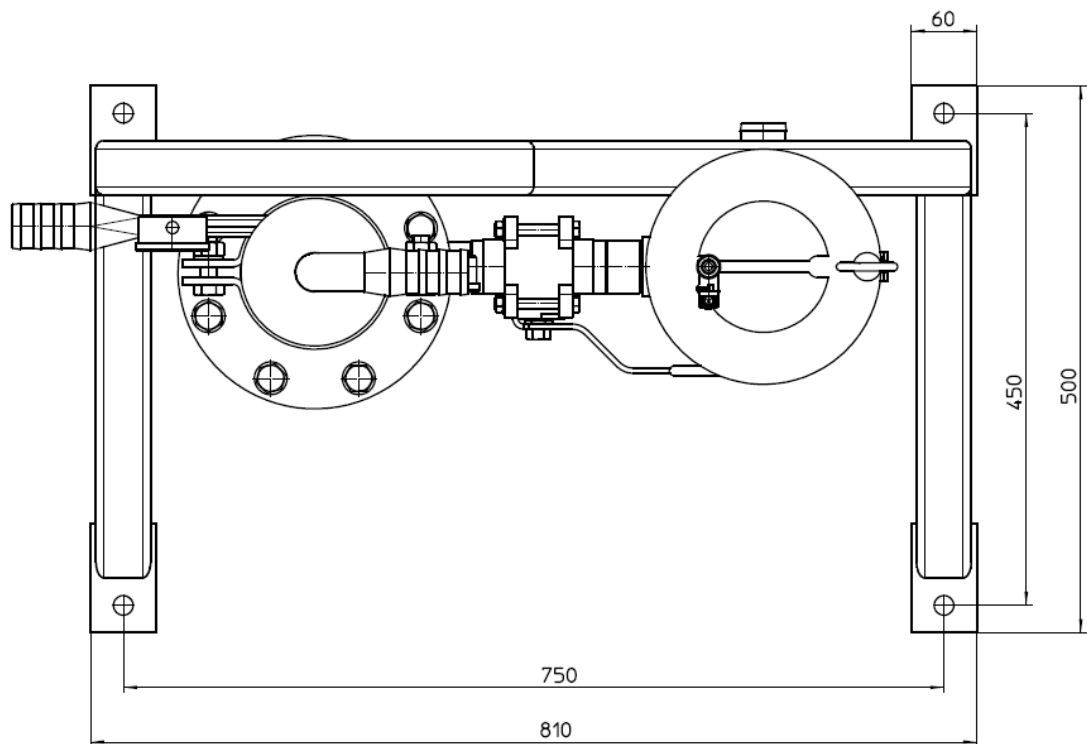


Abbildung 5/15: Mahlkuglabscheidung Grundriss

## Detail1

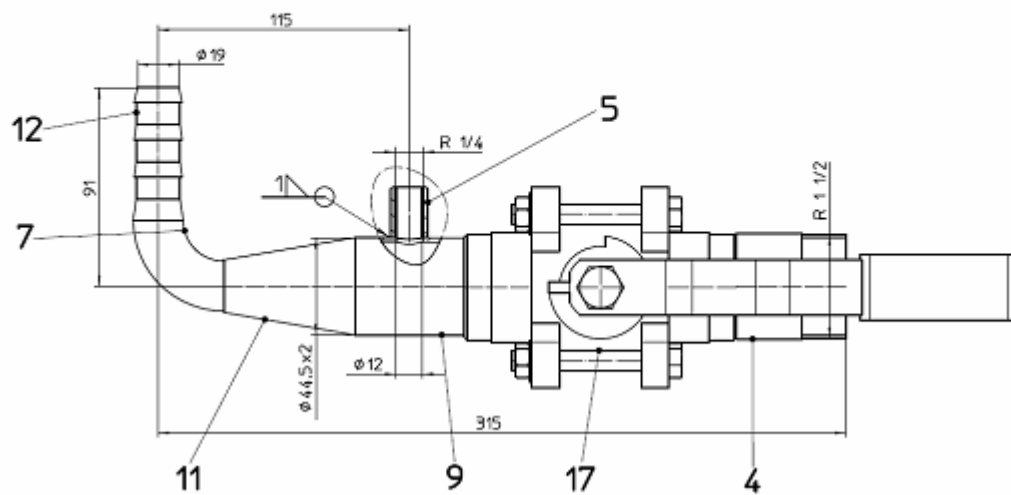


Abbildung 5/16: Mahlkuglabscheidung Detail 1

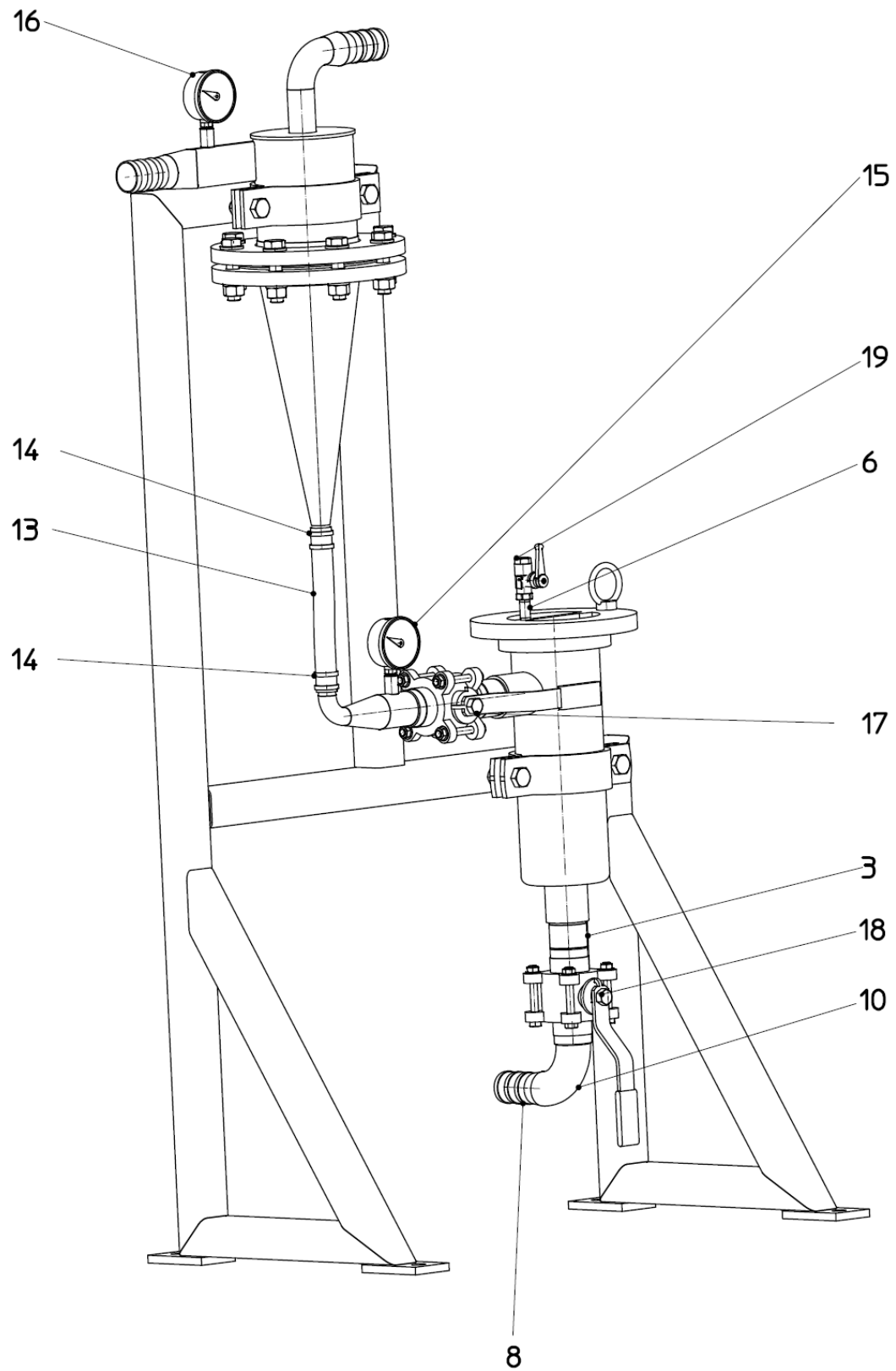


Abbildung 5/17: Mahl­kugelabscheidung Isometrische Ansicht



## 5.2 Stückliste Mahlkugelabscheidung nach Rührwerkskugelmühle



Gewicht: .	Datum	Name	Anlage Warenempfänger <b>270007</b>	 <b>technologies GmbH</b> Puchstrasse 76, 8020 Graz-Austria phone.: +43 (0)316/2704-0, Fax: +43 (0)316/273266 www.gaw.at / e-mail: office@gaw.at	
Gezeichnet	01/07/2012	gaw-mw	<b>GAW Graz</b> <b>INTERN</b>		
Geprüft					
Freigegeben					
Gestopft					
Maßstab <b>1:5</b>	Ort, Projekt: <b>Mahlkugelabscheider RKM</b>		Projekt Nummer <b>I1201006</b>	Material Nummer <b>I1201006-001</b>	
Freimaß- toleranzen DN ISO 2768 m-K EN ISO 13920-B  A1	Bezeichnung <b>MAHLKUGELABSCHIEDUNG NACH RÜHRWERKSKUGELMÜHLE</b>		Entstanden aus .		Index .
			Zeichnungsnummer <b>I1201006-WW100</b>		

Abbildung 5/18: Stückliste Mahlkugelabscheidung

19	1	Kugelbahn händisch		R 1/4		1,4571
18	1	Kugelbahn händisch		DN 40		1,4571
17	1	Kugelbahn händisch		DN 40		1,4571
16	1	Manometer 0-10 bar		D63/R1/4		
15	1	Manometer 0-10 bar		D63/R1/4		
14	4	Schlauchklemme		Für da27		
13	1	Schlauch		NW20 / ¾	215	Gummi
12	2	Schlauchtuelle		DN20 / NW 20		1,4571
11	1	Reduktion zentrisch	ISO 1127	DN20 / DN 40		1,4571
10	1	Rohrbogen 90 Grad	DN EN 10253-2	DN 40		1,4571
9	1	Rohr	ISO 1127	d 44,5 x 2		1,4571
8	3	Schlauchtuelle		d 40/ NW 40		1,4571
7	1	Rohrbogen 90 Grad	DN EN 10253-1	DN 20		1,4571
6	1	Rohrdoppelnippel	DN 2982	R 1/4		1,4571
5	1	Muffe		R 1/4	25	1,4571
4	2	Anschweißnippel		R 1 1/2		1,4571
3	1	Rahmen				
2	1	GAF Beutelfilter Firma Eaton	SBF-0103	G 1 1/2	300	1,4571
1	1	Hydrozyklon				
Pos.Nr.	Stk.	Bezeichnung	Norm	Abmessungen	Länge	Werkstoff

Tabelle 5/2: Stückliste Mahlkugelabscheidung

## 6. Versuchsbeschreibung

Um zu erfahren, ob der Hydrozyklon in der Praxis anwendbar ist, sollten vorher Versuche mit realitätsnahen Betriebsbedingungen durchgeführt werden. Hierbei ist es notwendig einen geeigneten Versuchsaufbau durchzuführen. Ziel dieses Versuches ist es , herauszufinden, ob sich eine 100%ige Mahlkugelabscheidung erreichen lässt.

### 6.1 Versuchsaufbau

Der Versuchsstand ist folgendermaßen aufgebaut: (siehe Abbildung 6/1)

- 1) Behälter  $V = 1000\text{l}$  mit Rührwerk um eine Sedimentation des  $\text{CaCO}_3$ - Slurrys zu verhindern
- 2) Exzentrerschneckenpumpe mit 4 bar Druck und einem variablen Volumenstrom; durch einen Frequenzumrichter lässt sich die Drehzahl und somit die Fördermenge regeln
- 3) Manometer 0-10 bar zur Messung des Eingangsdruckes im Zyklonzulauf
- 4) Hydrozyklon zur Mahlkugelabtrennung
- 5) Manometer 0-10 bar im Unterlauf, um feststellen zu können, ob der nachkommende Schmutzfänger gereinigt werden muss; je größer die Verschmutzung im Sieb des Schmutzfängers, desto deutlicher ist ein Druckanstieg erkennbar.
- 6) Schmutzfänger mit einer Siebmaschenweite von  $500\text{ }\mu\text{m}$  , indem sich die Mahlkugeln sammeln
- 7) Bypassleitung, um den Schmutzfänger reinigen zu können. Hierbei müssen die beiden Kugelhähne vor und nach dem Schmutzfänger geschlossen und der Kugelhahn in der Bypassleitung geöffnet werden
- 8) Durchflussmesser, um den Volumenstrom des Zyklonunterlaufes zu messen

- 9) Manometer 0- 10 bar im Oberlauf um den Druckverlust im Hydrozyklon festzustellen
- 10) Schmutzfänger mit einer Siebmaschinenweite von  $500\ \mu m$ , um sicher zu gehen, dass keine Mahlkugeln das Hydrozyklon durch den Oberlauf verlassen; falls sich Mahlkugeln im Schmutzfängersieb befinden sollten, funktioniert eine 100%ige Abtrennung im Hydrozyklon nicht
- 11) Bypassleitung (siehe Punkt 7)
- 12) Durchflussmesser, um den Volumenstrom des Zyklonoberlaufes messen zu können; die Summe der beiden Messwerte von Ober- und Unterlauf ergibt den Volumenstrom der Pumpe

# Versuchsaufbau Mahlkugelabscheider

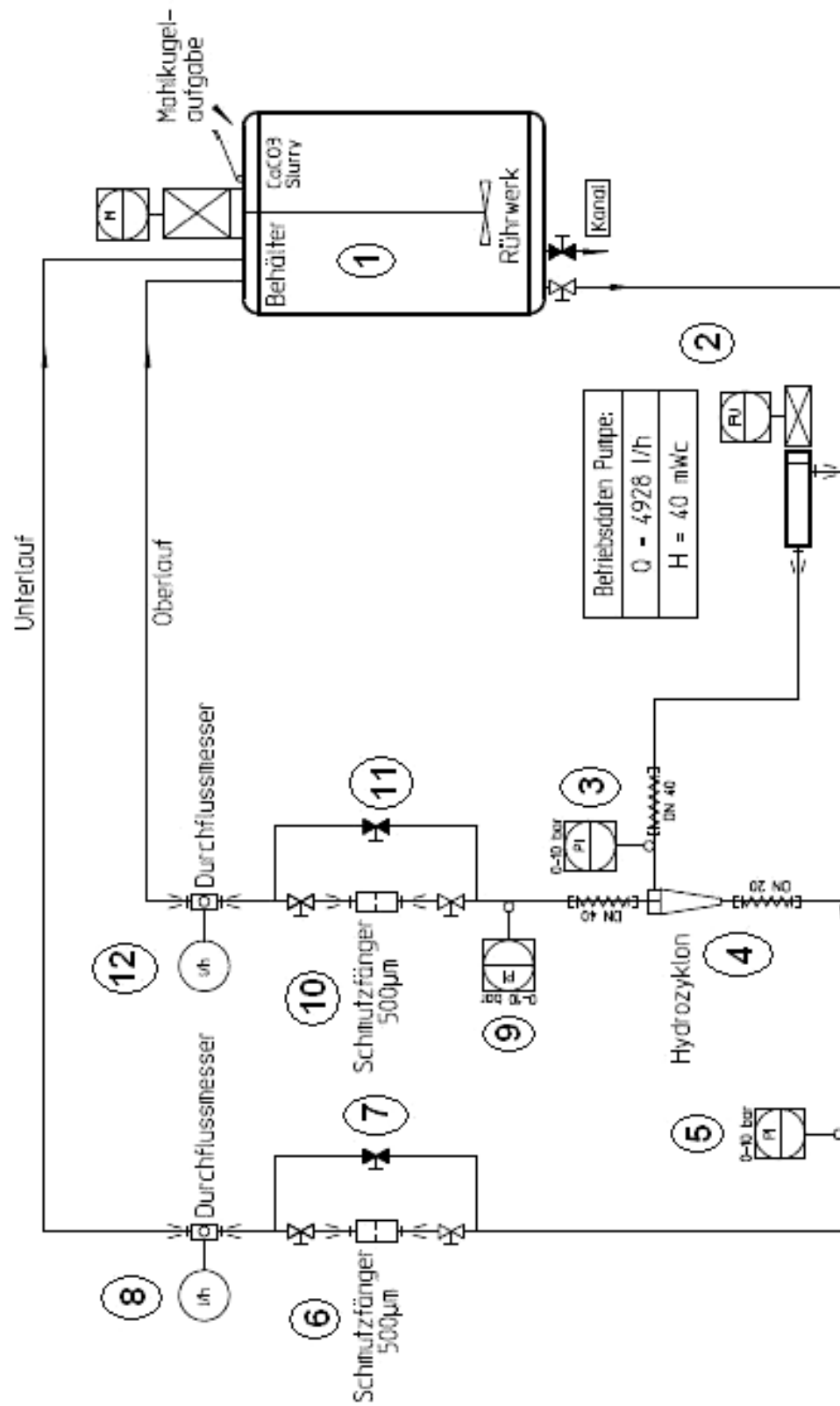


Abbildung 6/1: Versuchsaufbau Mahlkugelabscheider

## 6.2 Versuchsdurchführung

Der Behälter (1) wird annähernd mit 1000l CaCO<sub>3</sub> Slurry (Feststoffgehalt  $\approx$  75%) gefüllt. Das Rührwerk verhindert eine Sedimentation der Suspension. Nach erfolgter Inbetriebnahme der Pumpe soll anhand des Frequenzumrichters die Drehzahl der Pumpe so eingestellt werden, dass sich ein Volumenstrom von 4,982 l/h ergibt.

(Achtung: Die Rohrleitung muss gefüllt sein, um einen Trockenlauf der Pumpe zu vermeiden!)

Dieser Volumenstrom errechnet sich aus der Summe der Messwerte der beiden Durchflussmesser (8) und (12). Danach erfolgt die Dosierung der Mahlkugeln in den Behälter (1). Aufgrund der vorliegenden Daten ergibt sich in der Praxis ein Mahlkugelverlust von einem Kilogramm in acht Betriebsstunden. Um den Versuch auf zwölf Minuten zu begrenzen, beträgt die Aufgabemenge an Mahlkugeln 25 Gramm.

Die Zugabe der Mahlkugeln sollte vor Inbetriebnahme der Pumpe erfolgen, damit das Rührwerk im Behälter die Mahlkugeln in der Suspension ausreichend verteilen kann. Nachdem zwischen Versuchsbeginn und Versuchende zwölf Minuten vergangen sind, sollten die beiden Schmutzfänger (6) und (10) auf ihre Mahlrückstände überprüft werden. Vor dem Öffnen des Schmutzfängers muss der Volumenstrom über die Bypassleitung umgelenkt werden. Hierbei muss der Kugelhahn in der Bypassleitung geöffnet und die beiden Kugelhähne vor und nach dem Schmutzfänger geschlossen werden.

Befinden sich alle aufgegebenen Mahlkugeln im Schmutzfänger des Unterlaufes hat das Hydrozyklon des Test bestanden und es ist für einen Einsatz in der Praxis geeignet.

Befinden sich jedoch Mahlkugeln im Schmutzfänger des Oberlaufes, müssen Modifikationen im Versuch vorgenommen werden. Hierbei sollte nur der Volumenstrom der Pumpe verändert werden. Eine Erhöhung des Volumenstroms verursacht höher Strömungsgeschwindigkeiten im Hydrozyklonzulauf.

Infolgedessen kann eine bessere Trennung erzielt werden. Es lässt sich hierbei auch der maximale Volumenstrom ermitteln, bei dem ein 100%ige Mahlkugelabtrennung stattfindet. Hierbei wäre es sinnvoll ein Versuchsprotokoll mit folgenden Werten zu erstellen:

Versuchs- nummer	Aufgabemenge (Mahlkugeln in g)	Volumen- strom      Pumpe      (m <sup>3</sup> /h)			Drehzahl Pumpe $\mu m$	Versuchs- dauer
		Gesamt	Oberlauf	Unterlauf		
1	25g	x	x	x	x	x
2	25g	x	x	x	x	x
3	25g	x	x	x	x	x
usw.	25g	x	x	x	x	x

Tabelle 6/1: Vorschlag eines Versuchsprotokolls 1

Masse der Mahlkugeln im Schmutzfänger des Oberlaufes	Masse der Mahlkugeln im Schmutzfänger des Unterlaufes	Einlaufdruck im Zyklon	Auslaufdruck im Oberlauf des Zyklons
x	x	x	x

Tabelle 6/2: Vorschlag eines Versuchsprotokolls 2

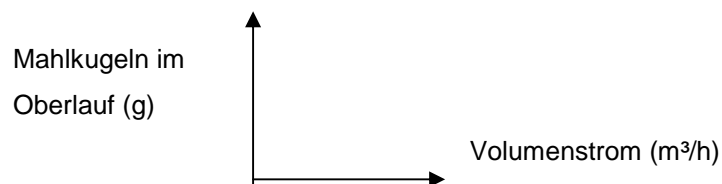


Abbildung 6/2: Grafische Darstellung des Versuches

### 6.3 Einsatz in der Praxis

Bei einem Einsatz des Hydrozyklons in der Praxis ist darauf zu achten, dass sich die Auslegedaten nur auf eine Mahllinie (3 Rührwerkskugelmühlen in Serie geschaltet) beziehen. Eine Calciumcarbonat Feinstmahlung (98% der Partikelgröße kleiner als  $2\mu\text{m}$ ) mit Rührwerkskugelmühlen kann aus Kapazitätsgründen mit bis zu vier Mahllinien gleichzeitig betrieben werden. In diesem Fall müssten mehrere Hydrozyklone unterschiedlicher Geometrie hergestellt werden, die je nach der gefahrenen Kapazität der gesamten Anlage entsprechend zum Einsatz kommen.

### 6.4 Schematische Darstellung

- 1) Buffertank mit 25 000l Inhalt und Rührwerk
- 2) Je eine Exzentrerschneckenpumpe für den Betrieb und eine als Stand By Pumpe
- 3) Manometer 0-10 bar zur Druckmessung am Hydrozykloneinlauf
- 4) Hydrozyklon
- 5) Manometer 0-10 bar zur Druckmessung vor dem GAF Filter
- 6) GAF Filter mit einer Siebmaschenweite von  $200\mu\text{m}$
- 7) Manometer 0-10 bar zur Druckmessung am Hydrozyklonauslauf

(Siehe Abbildung 6/3)

In der Praxis wird der Schmutzfänger durch einen „GAF“ Filter (siehe Anhang) ersetzt, da dieser einfacher und schneller zu reinigen ist. Hierbei werden die beiden Kugelhähne vor und nach dem Filter geschlossen. Um den Filterdeckel öffnen zu können, muss der Entlüftungskugelhahn geöffnet werden, um den Druck im Filter abzubauen. Danach wird das überschüssige Produkt durch öffnen des Kanal- Kugelhahnes abgelassen. Durch den herausnehmbaren Siebkorb lassen sich die darin befindlichen Mahlkugeln wieder der Rührwerkskugelmühle händisch zuführen.

# **TECHNICAL DATA:**

Grinding system for:

Grade:

Capacity for one Ultragrinder:

Slurry concentration:

Slurry volume for one Ultragrinder group:

Daily operation time:

Production time for basic calculation:

Product slurry temperature:

ultrafine calcium carbonate GCC

JH 98 98 % less than 2 Microns

6.850 kg/h BD = 164.400 kg/24 h BD

75 % = 1.390 g/l  $\gamma$  = 1.855 kg/l

4.928,1 l/h = 118.273,4 l/24 h

24 hours \* 350 days = 8.400 hours

350 days/year at 24 hours

+40 °C

BUFFER TANK JH 98

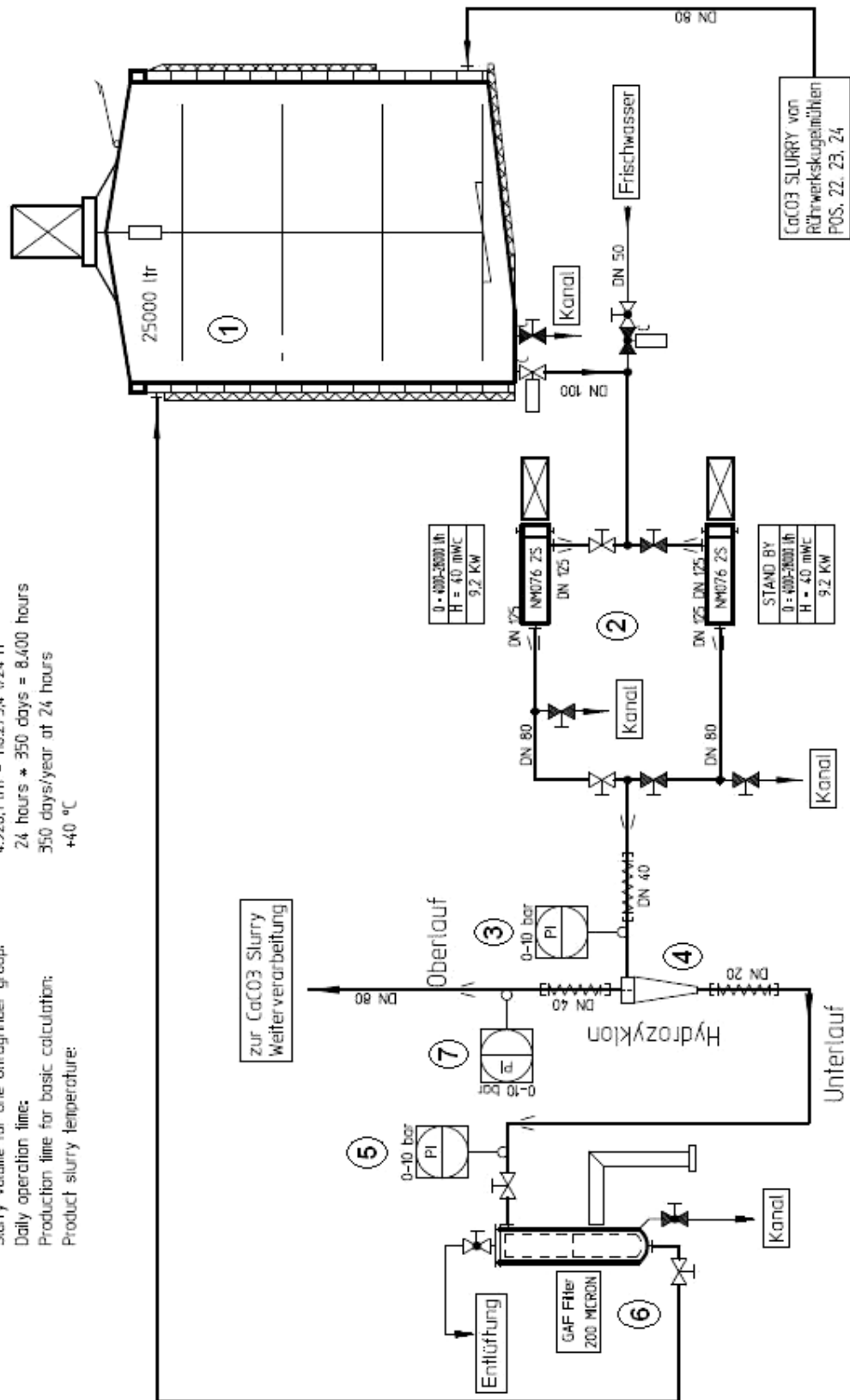


Abbildung 6/3: Schematische Darstellung für den Einsatz in der Praxis

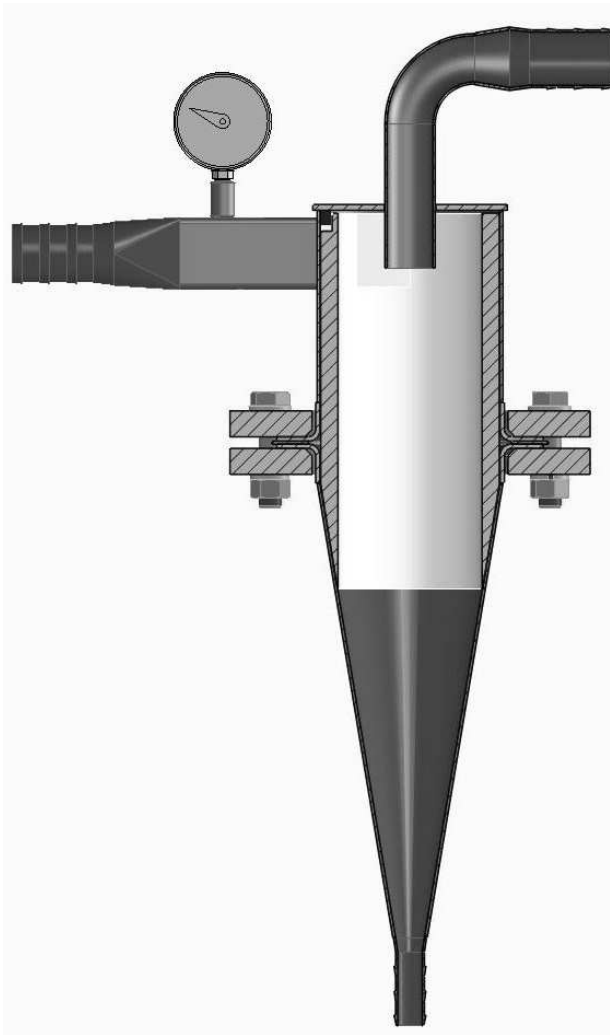


## 7. Anhang



Bilder des GAW- Hydrozyklons

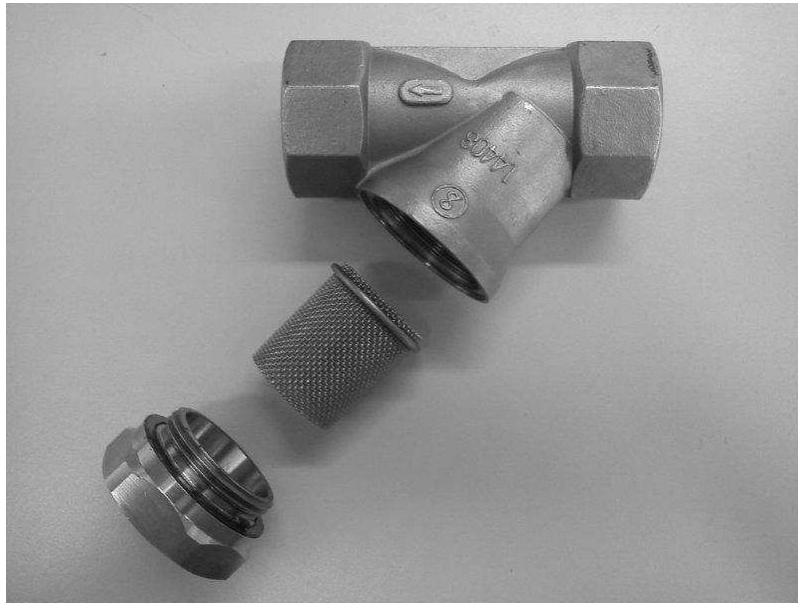




Schnittdarstellung des GAW-Hydrozyklons



3D- Ansicht des GAW- Hydrozyklons



Ausgebauter Schmutzfänger

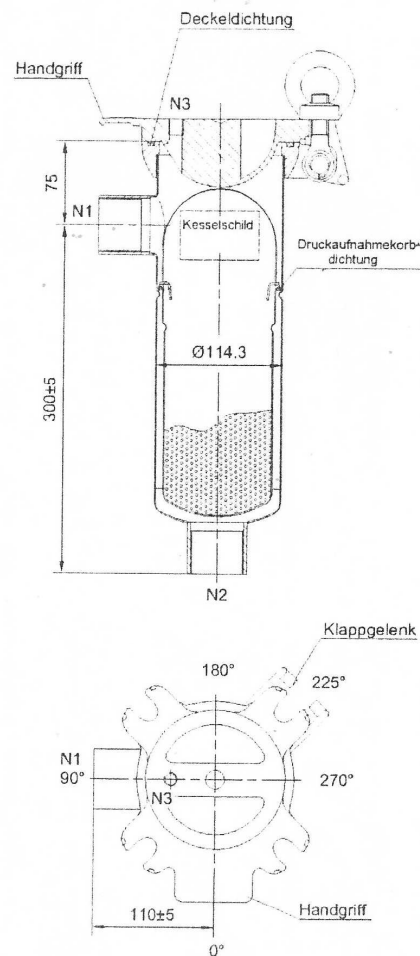


## Beutelfilter SIDELINE SBF-0103-AD16-040B

### Spezifikation

<b>Artikelnummer</b>		F610005
<b>Technische Daten</b>		
Max. theoretischer Durchsatz	m <sup>3</sup> /h	6 (Filterelement / Fluid abhängig)
Filterfläche	m <sup>2</sup>	0,09
Druckaufnahmekörbe	Stk.	1
Volumen Filtergehäuse (V)	Liter	ca. 3
Gewicht Filtergehäuse	kg	ca. 12
Installationshöhe	mm	ca. 840
Installationsfläche	mm	ca. 250 x 250
Auslegung nach		AD 2000-Merkblätter
Einstufung nach DGRL 97/23/EG		Art. 3 Abs. 3
<b>Werkstoffe</b>		
Deckel, Behälterflansch, Boden		Edelstahl 1.4408
sonstige produktberührte Teile		Edelstahl 1.4571
Druckaufnahmekorb		Edelstahl 1.4571
Verschlußteile (Augenschrauben)		Stahl verzinkt
Übrige Teile		Edelstahl 1.4301
Dichtungen		NBR
<b>Betriebsbedingungen</b>		
Max. zulässiger Druck (PS)	bar	16
zul. min/max. Temp. (TS)	°C	160
<b>Gehäuseanschlüsse</b>		
N1/N2 (Eintritt/Austritt)		G1½" DIN 2986/DIN ISO 228-1
N3 (Deckelbohrung)		G ¼" Innengewinde DIN ISO 228-1 ohne Verschlußschraube
<b>Verpackung</b>		
Maße (L x B x H)	mm	520 x 250 x 250
<b>Ersatzteile</b>		
Druckaufnahmekorb		BKT-AS-AC-03
Beutelandruckring	1x	BFR-85-AC-03
NBR Deckeldichtung	1x	OR-SBF-B-C03
NBR Druckaufnahmekorbdichtung	1x	PB-MO-65-OR
Klappaugenschrauben	4x	EBS-M16-ZA-65
<b>Zubehör (optional)</b>		
Siebkörbe (25 - 800 µm)		FMB-AS-AB-03(-25-800)
Behälterschellensatz		WMB-EBF-BB-03
Manometer (16 bar) G ¼"		M-16-S
Entlüftungshahn G ¼"		E-1/4-S
Dichtungen erhältlich in		FPM, EPDM

(Änderungen vorbehalten)



## 8. Literaturverzeichnis

- [1] Stieß, Matthias: Mechanische Verfahrenstechnik 2. – 1. Aufl. – Berlin, Heidelberg, New York : Springer- Verlag, 1993
  
- [2] Banovsek, Andreas: Dokumentation GAW- Firmenprojekt „01\_ultramill\_2000“. Projektnummer: G0003530, Graz, 2007
  
- [3] Stine, Christian: GAW- Firmenprojekt. Projektnummer: G0003900, Graz, 2008
  
- [4] NETZSCH-Feinmahltechnik GmbH: Calciumcarbonat. URL: <http://www.netzsch-grinding.com/de/branchen-applikationen/erze-mineralien-metalle/calciumcarbonat.html>, 19.06.2012
  
- [5] Kaiser, Phillip: GAW- Firmenprojekt. Projektnummer: G0003900, Graz, 2008
  
- [6] Stieß, Matthias: Mechanische Verfahrenstechnik 1. – 2. Aufl. – Berlin, Heidelberg : Springer- Verlag, 1995
  
- [7] Schwister, Karl: Taschenbuch der Verfahrenstechnik. – 4. Aufl. – Düsseldorf : Carl Hanser Verlag München, 2010
  
- [8] Luckert, Klaus: Handbuch der mechanischen Fest-Flüssig-Trennung. – 1. Aufl. – Essen: Vulkan Verlag, 2004
  
- [9] PROCESS, Online- Fachportal für Chemie/Pharma und Verfahrenstechnik: Kriterien bei der Auswahl von Filtrationsapparaten. URL: [http://www.process.vogel.de/mechanische\\_verfahrenstechnik/trenntechnik/zentrifugen/articles/256535/](http://www.process.vogel.de/mechanische_verfahrenstechnik/trenntechnik/zentrifugen/articles/256535/), 16.06.2012

- [10] Alpha Laval: Tellerseparatoren – Flüssigkeiten und Feststoffe gezielt trennen.  
URL:<http://local.alfalaval.com/de-de/products-and-solutions/separation/separator/Documents/Alfa%20Laval%20Tellerseparatoren.pdf>, 14.06.2012
  
- [11] Staudinger: Skript- Verfahrenstechnik. Technische Universität Graz, 1980
  
- [12] Schubert, Heinrich: Aufbereitung fester Stoffe, Band II: Sortierprozesse. – 4., völlig neu bearbeitete Aufl. – Freiberg : Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie Stuttgart, 1996

**Erklärung**

„Ich erkläre, dass ich die vorliegende Diplomarbeit selbst ohne Hilfe von Dritten verfasst habe, und dass ich dazu keine anderen als die angeführten Behelfe verwendet habe.“

Ort, Datum

Unterschrift